

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LOS RECUROS ENERGÉTICOS,
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS**

PROYECTO FIN DE CARRERA

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y
COMBUSTIBLES

UNIDAD DE SEPARACIÓN DE GASES
ÁCIDOS DE LA PLANTA GORGON LNG EN
BARROW ISLAND (AUSTRALIA).

GABRIEL MARROIG MARTINEZ

JUNIO DE 2015

Titulación: Grado en Ingeniería de los Recursos Energéticos Combustibles y Explosivos Plan: 2010

Autorizo la presentación del proyecto
Unidad de separación de gases ácidos

Realizado por
Gabriel Marroig Martínez

Dirigido por
Enrique Querol

Firmado: Prof. Enrique Querol

Fecha:

Agradecimientos

Con la entrega de este proyecto, concluye un capítulo de mi vida. Quiero agradecer a toda mi familia el apoyo que me ha dado en todo momento. Pilar, Gabriel, Rubén, gracias.

A mi tutor Enrique Querol, por darme la oportunidad de realizar este proyecto y de aconsejarme como un amigo, siempre has estado cuando te he necesitado, gracias.

A mis compañeros de Universidad por ser como sois, por haberme acompañado durante esta etapa y todo lo que nos queda por vivir. En especial a ti por haber estado ahí durante todo este tiempo, en los buenos y los malos momentos, nunca lo olvidaré.

ÍNDICE

| | |
|--|-----------|
| DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA | 1 |
| 1 OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO | 1 |
| 2 PROYECTO GORGON | 2 |
| 3 EMPLAZAMIENTO | 3 |
| 4 GAS NATURAL..... | 5 |
| 4.1 ETAPAS DE TRANSFORMACIÓN DEL GAS NATURAL | 5 |
| 4.2 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL..... | 6 |
| 4.3 TRATAMIENTO PRINCIPAL DEL GAS NATURAL | 8 |
| 4.3.1 Gases ácidos del gas natural..... | 9 |
| 5 PROCESO DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS, ENDULZAMIENTO. | 10 |
| 5.1 ABSORCIÓN | 11 |
| 5.1.1 Absorción física | 11 |
| 5.1.2 Absorción química | 13 |
| 5.2 ADSORCIÓN..... | 20 |
| 5.3 CONVERSIÓN DIRECTA | 21 |
| 6 CONSIDERACIONES EN LA SELECCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DEL GAS..... | 22 |
| 6.1 IMPUREZAS DEL GAS | 22 |
| 6.2 CONCENTRACIÓN DEL CO ₂ | 22 |
| 6.3 ESPECIFICACIONES DEL GAS DULCE..... | 22 |
| 6.4 CORROSIÓN..... | 23 |
| 6.5 ESPUMAS..... | 24 |
| 7 EQUIPOS DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS | 24 |
| 8 PARÁMETROS DE CONTROL DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS | 29 |
| 9 SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS..... | 31 |
| 9.1 SIMULADORES ACTUALES Y ELECCIÓN DEL SIMULADOR..... | 31 |
| 9.2 DESCRIPCIÓN DE LA SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GASES ÁCIDOS CON MDEA+PZ | 32 |
| 9.3 OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA..... | 42 |
| 9.3.1 Optimización de la solución de amina..... | 43 |
| 9.3.2 OPTIMIZACIÓN DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN..... | 48 |
| 9.3.3 Optimización de la columna de regeneración | 49 |

| | | |
|-----------|--|-----------|
| 9.3.4 | <i>Conclusiones de la optimización.....</i> | 54 |
| 9.4 | DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE LA SIMULACIÓN..... | 55 |
| 9.4.1 | <i>DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE ABSORCIÓN Y REGENERACIÓN.....</i> | 55 |
| 9.4.2 | <i>DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR:</i> | 59 |
| 9.4.3 | <i>Diseño de la bomba de recirculación.....</i> | 60 |
| 9.4.4 | <i>Diseño de los tanques flash.....</i> | 61 |
| 9.4.5 | <i>Tanques de agua y aminas.....</i> | 62 |
| 9.5 | ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y DISEÑO. | 62 |
| 9.6 | RESULTADOS Y RECOMENDACIONES..... | 67 |
| 10 | BIBLIOGRAFÍA..... | 69 |
| | DOCUMENTO Nº 2: ESTUDIO ECONÓMICO | 71 |
| 1 | COSTES DEL PROYECTO | 73 |
| 1.1 | INTRODUCCIÓN | 73 |
| 1.2 | METODOLOGÍA | 75 |
| 1.3 | PRESUPUESTO..... | 75 |
| 1.4 | ANÁLISIS DE FLUJO DE CAJA..... | 79 |
| 1.5 | ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD | 81 |
| 1.6 | CONCLUSIONES | 84 |
| | DOCUMENTO Nº 3: ANEXOS..... | 84 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|-----------|
| <i>Figura 1 : Mapa de situación de la planta Gorgon</i> | <i>3</i> |
| <i>Figura 2: Localización de las tres unidades de separación de gases ácidos de la planta.....</i> | <i>4</i> |
| <i>Figura 3: Composición general del gas natural.....</i> | <i>7</i> |
| <i>Figura 4: Composición del gas natural de Gorgon.....</i> | <i>7</i> |
| <i>Figura 5: Esquema general del tratamiento del gas.....</i> | <i>9</i> |
| <i>Figura 6: Proceso de endulzamiento con aminas (Saeid Mokhatab, 2014).....</i> | <i>11</i> |
| <i>Figura 7: Clasificación de tipos de amina (Tiempo de exito aminas, 2015)</i> | <i>14</i> |
| <i>Figura 8: Proceso de regeneración de aMDEA</i> | <i>19</i> |
| <i>Figura 9: Plato de campanas de burbujeo (UPM, 2014)</i> | <i>26</i> |
| <i>Figura 10: Plato perforado (UPM, 2014)</i> | <i>26</i> |
| <i>Figura 11: Plato de válvulas (UPM, 2014)</i> | <i>27</i> |
| <i>Figura 12: Simulación del endulzamiento</i> | <i>33</i> |
| <i>Figura 13: Interfaz separador inicial</i> | <i>35</i> |
| <i>Figura 14: Interfaz columna de absorción</i> | <i>35</i> |
| <i>Figura 15: Interfaz válvula</i> | <i>36</i> |
| <i>Figura 16: Interfaz separador</i> | <i>37</i> |
| <i>Figura 17: Interfaz intercambiador de amina-amina</i> | <i>37</i> |
| <i>Figura 18: Interfaz parámetros del intercambiador de amina</i> | <i>38</i> |
| <i>Figura 19: Interfaz Subflowsheet del regenerador</i> | <i>38</i> |
| <i>Figura 20: Interfaz de los parámetros de la columna de regeneración.....</i> | <i>39</i> |
| <i>Figura 21: Interfaz de la configuración del reciclado de amina</i> | <i>40</i> |
| <i>Figura 22: Interfaz del mezclador</i> | <i>40</i> |
| <i>Figura 23: Interfaz del enfriador.....</i> | <i>41</i> |
| <i>Figura 24: Interfaz de la bomba de reciclado</i> | <i>42</i> |
| <i>Figura 25: Efecto de la concentración de la piperacina en una solución de MDEA(40p/p%) con la concentración de CO₂ del gas tratado.</i> | <i>43</i> |
| <i>Figura 26 Potencia necesaria del reboiler en función del porcentaje en peso de la solución de MDEA</i> | <i>44</i> |
| <i>Figura 27 Comparativa de ratio de captura de CO₂ con piperacina y sin piperacina.</i> | <i>45</i> |
| <i>Figura 28: Comparativa de ratio de captura de H₂S con piperacina y sin piperacina.....</i> | <i>46</i> |
| <i>Figura 29: Comparativa de solubilidades entre MDEA y MDEA+PZ</i> | <i>47</i> |
| <i>Figura 30: Efecto de la solución de amina en la absorción de CO₂.....</i> | <i>47</i> |
| <i>Figura 31: Efecto de la temperatura de la solución en las concentraciones de gas ácido del gas dulce.</i> | <i>49</i> |
| <i>Figura 32: Columnas de platos perforados y de capuchón burbujeo</i> | <i>56</i> |
| <i>Figura 33: Dimensionamiento del rehervidor</i> | <i>58</i> |
| <i>Figura 34: Intercambiador tipo BEM (Page, 2015).....</i> | <i>59</i> |
| <i>Figura 35: Efecto de la presión de alimentación en las concentraciones de gas limpio.</i> | <i>63</i> |
| <i>Figura 36 Efecto de la Temperatura de la solución de amina en la alimentación del absorbedor, en las concentraciones de gases ácidos del gas limpio.</i> | <i>64</i> |

| | |
|--|-----------|
| <i>Figura 37 Efecto del caudal de la solución de amina, en la concentración de gases ácidos del gas limpio.</i> | <i>65</i> |
| <i>Figura 38: Efecto de la alimentación del gas natural en la calidad del gas dulce.</i> | <i>66</i> |
| <i>Figura 39: Flujo de caja del proyecto</i> | <i>80</i> |
| <i>Figura 40: Flujo de caja acumulado del proyecto.....</i> | <i>80</i> |
| <i>Figura 41: Estudio de la revalorización del gas TIR.....</i> | <i>82</i> |
| <i>Figura 42: Estudio de la revalorización del gas VAN</i> | <i>82</i> |
| <i>Figura 43: Estudio de la variación del coste de operación con el TIR.....</i> | <i>83</i> |
| <i>Figura 44: Estudio de la variación de los costes de operación con el VAN.....</i> | <i>83</i> |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|-----------|
| <i>Tabla 1: Tipos de aminas.....</i> | <i>14</i> |
| <i>Tabla 2: Constantes de reacción de las aminas más importantes. (Piperazine Why it's used and How it works, 2008).....</i> | <i>18</i> |
| <i>Tabla 3: Concentraciones de gases ácidos en el gas dulce</i> | <i>23</i> |
| <i>Tabla 4 Parámetros proceso de absorción</i> | <i>33</i> |
| <i>Tabla 5. Parámetros de la solución</i> | <i>34</i> |
| <i>Tabla 6: Efecto de aumento de la temperatura en la entrada de la columna de regeneración.</i> | <i>50</i> |
| <i>Tabla 7 Optimización de los principales parámetros de la simulación</i> | <i>51</i> |
| <i>Tabla 8 Concentraciones mínima y máxima de MDEA y PZ.Fuente (Irina Rumyantseva, 2014)</i> | <i>52</i> |
| <i>Tabla 9 Propiedades de las corrientes de entrada en el absorbedor.....</i> | <i>52</i> |
| <i>Tabla 10 Comparativa del ratio de captura durante la simulación.....</i> | <i>53</i> |
| <i>Tabla 11 Propiedades de la corriente de gas endulzado</i> | <i>54</i> |
| <i>Tabla 12 Rango adecuado de operación de las variables de optimización del análisis de sensibilidad.</i> | <i>66</i> |
| <i>Tabla 13: Distribución del coste de las etapas del GNL.....</i> | <i>74</i> |
| <i>Tabla 14: Suposiciones económicas</i> | <i>76</i> |
| <i>Tabla 15: Presupuesto de los equipos.....</i> | <i>76</i> |
| <i>Tabla 16: Análisis CAPEX.....</i> | <i>77</i> |
| <i>Tabla 17: Análisis OPEX.....</i> | <i>78</i> |
| <i>Tabla 18: Estudio de la revalorización del gas</i> | <i>81</i> |

Resumen

La evolución del incremento de la demanda de gas natural tiene su origen en la depreciación del precio de la materia prima frente a otras fuentes de energía, como el carbón y los combustibles líquidos. Este hecho ha ocasionado un aumento de la inversión en las instalaciones de procesamiento de Gas Natural Licuado (GNL). El gas natural proveniente del yacimiento, contiene contaminantes, que han de ser extraídos para su correcta manipulación en el proceso de licuefacción del GNL. El objetivo del presente Trabajo de Fin de Grado es el de diseñar y simular la Unidad de Separación de Gases Ácidos del Proyecto Gorgon (Australia). En la actualidad se utilizan distintos tipos de aminas para eliminar el contenido de gases ácidos (CO_2 y H_2S) del gas natural. En particular la combinación de Metildietanolamina con otros solventes formulados, mejora la eficiencia de la captura y por ello, ha sido el proceso con mayor repercusión de la última década. Basado en la bibliografía pública del Proyecto Gorgon y las tecnologías actuales de solución de aminas, se consigue simular las condiciones reales de la unidad de separación de gases ácidos. Así mismo, facilita la identificación de los parámetros de operación del proceso, su optimización y el dimensionamiento de los equipos. El trabajo concluye con un análisis económico y un análisis de sensibilidad frente al VAN y TIR de dos parámetros fundamentales de la instalación.

Abstract

The actual development of natural gas prices has its origin in the depreciation of the natural gas source over other different sources, such as coal and oil fuel. This fact has led to an increase in the investment of Natural Gas Liquefaction facilities (NGL). Natural gas from the reservoir contains contaminants that need to be removed in order to correctly handle the natural gas liquefaction process. The aim of this Final Project is to design and simulate the Gorgon's Acid Gas Removal Unit. Nowadays there are plenty amines solvents to remove acid gases (CO_2 and H_2S) from natural gas. Particularly, Methyldiethanolamine blended with other solvents improves the efficiency of the process, not only it has been the most employable method of the last decade. Based on the available documentation of Gorgon's Project and the amines current technology, it is possible to simulate the real plant conditions. Moreover it helps to identify the operational parameters of the process, its optimization and equipment sizing. The study concludes with an economic analysis and with a sensibility analysis against VAN and TIR of two studied parameters of the plant.

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LOS RECURSOS ENERGÉTICOS,
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS**

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y
COMBUSTIBLES

UNIDAD DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS DE
LA PLANTA GORGON LNG EN BARROW ISLAND
(AUSTRALIA).

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

1 Objetivo y alcance del proyecto

El objeto del presente proyecto es el de simular la unidad de separación de gases ácidos del proyecto Gorgon en Australia. Para ello se ha seleccionado el programa de simulación Aspen Hysys v8.0, que permite conocer y establecer las condiciones termodinámicas del proceso, y determinar con precisión la purificación del gas natural dulce, libre de contaminantes.

Gracias a la calidad de la bibliografía de la compañía Chevron, máximo accionista del proyecto, se dispone de los datos necesarios de la composición de gas natural. De esta forma, favorece la veracidad de la simulación y el diseño del presente trabajo.

Actualmente existen numerosos tipos de procesos de eliminación de gases ácidos. Por este motivo, se realiza una descripción de los procesos más importantes y se evalúa las condiciones de optimización del proceso que se va a llevar a cabo en la planta. Adjunta a esta optimización, se elabora un análisis de sensibilidad de algunas de las variables de operación del proceso y se dimensionan los equipos principales.

Finalmente se procede a un análisis económico del proyecto. Los estudios CAPEX Y OPEX determinan el alcance presupuestario de la instalación, estimando la amortización de la planta en 20 años. El trabajo concluye con un análisis de sensibilidad del TIR y VAN del flujo de caja del proyecto de Gorgon.

2 Proyecto Gorgon

El proyecto Gorgon es uno de los mayores proyectos de Gas Natural Licuado (GNL) del mundo y el mayor proyecto realizado a partir de un único recurso en Australia. El proyecto se encuentra en estos momentos finalizando su construcción en Barrow Island, aproximadamente a 60 km de la costa noroeste de Australia. La planta de Gorgon incluye tres trenes de licuefacción con una capacidad de producción de 15,6 MTPA de GNL y una planta de gas natural doméstico que podrá suministrar 300 terajulios de gas al oeste de Australia.

El primer gas natural tratado se procesará en el primer cuatrimestre de este año y la primera exportación de GNL se hará a finales de 2015. Al igual que la planta de gas natural doméstico, que entrará en el mercado de gas del Oeste de Australia este año.

La construcción y ejecución del proyecto esta valorada en 6.000 M\$. El proyecto se opera por medio de una empresa australiana subsidiaria de Chevron (47,3%) en conjunto con otras empresas grandes del sector, ExxonMobil (25%), Shell (25%), Osaka Gas (1,25%), Tokyo Gas (1%) y Chubu Electric Power (0,417%). A su vez, otras empresas se han encargado específicamente de los proyectos de procesos unitarios como Basf que tiene la concesión de la unidad de separación de gases ácidos de la planta de GNL.

Los participantes de esta empresa han firmado contratos de venta de gas natural con países en distintos puntos estratégicos para realizar una venta flexible, en la que cada participante asegura la distribución sostenible del gas natural.

En noviembre de 2011 se establecieron contratos a largo plazo con el mayor distribuidor de gas de Australia, Synenergy y la empresa lider en generación australiana Verve Energy para un suministro de 125 terajulios al día en 20 años, comenzando desde 2015.

El proyecto de Gorgon reportará grandes beneficios a la economía local durante las próximas décadas. Está previsto que se gastará más de 31.000 millones en recursos locales y servicios. Se generarán más de 10.000 puestos de trabajo en Australia, de los cuales 8.000 serán en el área cercana a Barrow Island.

3 Emplazamiento

La planta tratamiento de gas natural de Gorgon se encuentra ubicada a 130 km de la costa noroeste de Australia, en la isla de Barrow. Esta isla pertenece a la costa de Pilbara, a 85 km de la ciudad noreste de Onslow y a 140 km al oeste de Karratha.



Figura 1 : Mapa de situación de la planta Gorgon

La planta empezó la construcción de la excavación y las cimentaciones en el año 2009. Actualmente, se han construido el 90% de las infraestructuras de la planta, que ocupa con 300 hectáreas, el 1,3% del terreno de la isla.

La planta está diseñada para abastecerse de dos yacimientos cercanos, Gorgon y Jansz-Lo situados a 80 km y 160 km. Estos yacimientos, localizados a una profundidad de 1300 m, cubren en su conjunto una extensión de más de 2000 m². Se estima que contienen más de $1,1 \times 10^{12}$ m³ de gas natural, capacidad suficiente para mantener una producción de más de 60 años.

La conexión de los yacimientos con la planta ha supuesto un gran desafío en el proyecto. La isla de Barrow, pertenece a una reserva marina de la biosfera, lo que ha conllevado a prevenir el daño de cualquiera forma de vida existente de la zona. Por otra parte, el proyecto ha tenido que lidiar con un sistema complejo de gasoductos sometidos a distintas presiones, que abarcan desde una profundidad de 200 m hasta los 1300 m. La mayor novedad de este proceso ha sido la eliminación de la infraestructura en superficie del tratamiento del transporte del gas, ya que todos los procesos pertinentes se llevan a cabo sobre la plataforma oceánica.



Figura 2: Localización de las tres unidades de separación de gases ácidos de la planta.

La planta ha sido diseñada con tres trenes de licuefacción con el objetivo de tratar 15 millones de toneladas anuales (MTPA), para ello se sirve de tres unidades de separación de gases ácidos colocadas en paralelo a los generadores de las turbinas de gas.

Por otra parte, la planta cuenta con las instalaciones necesarias para separar e inyectar el CO_2 de los gases ácidos en una formación salina, debajo de la isla de Barrow a 2000 m de profundidad denominada Dupuy Formation.

4 Gas natural

El gas natural es una mezcla gaseosa que se extrae de los yacimientos de gas y de la capa superior de los yacimientos de petróleo. Está compuesto fundamentalmente de metano, etano, propano, butano, pentano y contaminantes como ácido sulfúrico, mercaptanos, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno. El gas natural es un recurso de energía limpia cuya popularidad ha crecido gracias a sus ventajas económicas, operativas y medioambientales.

4.1 Etapas de transformación del gas natural

El proceso de la transformación del gas natural para su disposición es bastante parecido al del petróleo. Por lo general se distinguen cuatro etapas principales, comunes en cualquier planta de gas natural.

-Exploración:

La etapa de exploración constituye una de las partes más importantes del proceso. Durante los primeros años de la industria del gas natural, se desconocían las condiciones de confinamiento del gas natural y se realizaban sondeos de forma intuitiva. Ahora, en la actualidad se usan modernas técnicas que permiten obtener resultados bastante fiables de la capacidad de los yacimientos de gas y petróleo. Los geólogos han implementado nuevas técnicas que les permiten conocer con mayor precisión las características de la composición del suelo, lo que facilita la identificación de posibles yacimientos de gas. A pesar de ello, la tasa de acierto de en la etapa de prospección, sigue siendo muy baja, en torno al 15 %.

-Extracción:

El gas natural se extrae por medio de pozos, cavando un hueco en la roca de sellado del yacimiento gaseoso. Cuando la broca entra en contacto con la roca genera una supresión en el yacimiento, lo que ocasiona el impulso del gas natural hacia la superficie. En función de las características del pozo la presión del gas natural irá disminuyendo progresivamente. En este momento, comenzará la explotación secundaria, incorporando bombas de succión para mejorar la eficiencia de la extracción.

Las extracciones se clasifican en función de la localización y de la estructura de la explotación del pozo. En el caso en que la instalación se construya en el mar se denomina “*Offshore*” y si se realiza en la superficie se llama “*Onshore*”.

-Tratamiento:

El tratamiento del gas engloba a todos los procesos relacionados con la purificación del gas natural. El objetivo principal de esta fase es transformar el gas natural en energía útil, a disposición del consumidor.

-Transporte y almacenamiento:

El gas puede ser transportado por medio de gasoductos cuando las distancias entre los consumidores y el yacimiento es corta(<3000 km), este método es uno de los más seguros, pero sin embargo requiere de una gran inversión. Por otra parte, se puede someter el gas a un proceso de licuefacción. El gas licuado, a presión y a una temperatura de -162°C es almacenado en tanques a presión atmosférica. Después, un buque metanero embarca el GNL en las distintas cisternas y se envía el gas al destino requerido. En ciertas poblaciones retiradas de las grandes ciudades, la demanda de gas no justifica la creación de un gaseoducto, por lo que se puede utilizar un sistema de GNL, se transporta mediante un camión cisterna de GNL y se redistribuye en una estación de regasificación.

Las empresas de la industria del gas tienen a su disposición tanques almacenados en depósitos subterráneos que utilizan en el caso de que se produzca una gran caída en el precio del gas natural. En tal caso, el gas natural se almacena a expensas de una mejora en el mercado o para abastecer a ciertos núcleos urbanos en un pico de demanda. Del mismo modo, en el caso contrario, se utilizan cuando el mercado está al alza, en busca del máximo beneficio para la empresa.

4.2 Composición del gas natural

El gas natural se compone principalmente de metano pero también contiene otros compuestos como etano, propano e hidrocarburos más pesados. En general, suele contener además pequeñas cantidades de nitrógeno, oxígeno, dióxido de carbono, compuestos de azufre y agua. La siguiente Figura 3 representa la composición de un gas natural genérico.

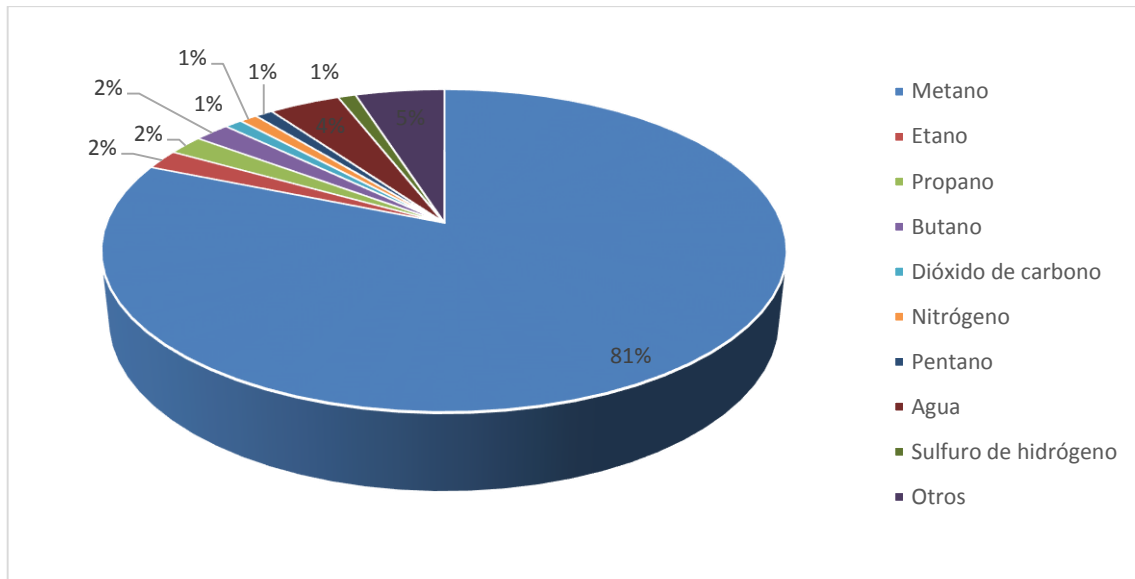


Figura 3: Composición general del gas natural

En el caso de este proyecto, los estudios de cromatología, determinan que la composición de los yacimientos de los campos de extracción de Gorgon distan bastante de tener una composición común de gas natural. El yacimiento de Jansz-Lo y Gorgon, principales suministradores de gas de la planta Gorgon poseen un alto contenido en gases ácidos, especialmente de CO_2 . Este factor es de vital importancia en la evaluación de la planta de pretratamiento de la instalación, tal y como se mostrará en apartados posteriores.

A continuación se resume en la Figura 4 las características del gas natural importado a la planta de GNL.

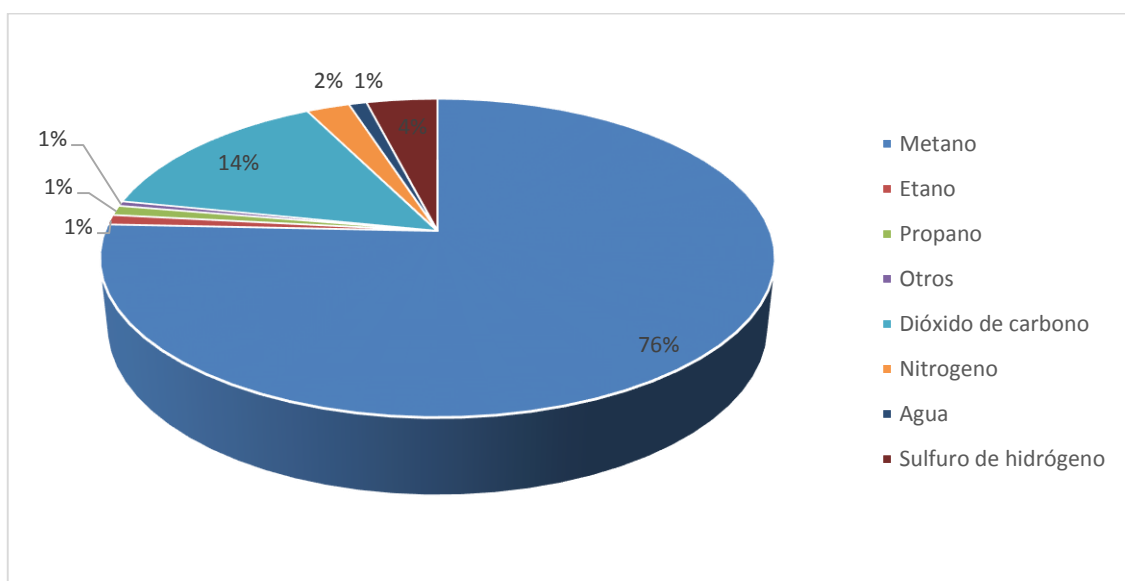


Figura 4: Composición del gas natural de Gorgon

El alto contenido en gases ácidos repercute en un coste adicional en la planta de tratamiento de GNL. Con un 14,5% de CO_2 , implica la selección de una planta de compresión e inyección de CO_2 , adjunta a la planta.

4.3 Tratamiento principal del gas natural

El gas natural del yacimiento alberga múltiples impurezas que pueden provocar adversidades en el transporte, proceso y utilización final del gas; algunas de ellas son el agua, el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno, el mercurio y el nitrógeno. En general, estas sustancias generan un valor añadido de forma individual por lo que el control de su extracción y distribución, generan un beneficio al proceso. La eliminación de estas sustancias se lleva a cabo en dos partes.

- La primera etapa se realiza in situ en la explotación del yacimiento, una gran parte de los hidrocarburos líquidos puede ser separada y transportada en estado líquido con gran facilidad de forma independiente. Además en este primer punto se acondiciona el gas resultante en fase gaseosa para su transporte por gasoducto a temperatura ambiente y alta presión, unos 70 bar.

- La segunda etapa se realiza a las puertas de la planta de licuefacción. Las condiciones en la planta de licuefacción son distintas a las de producción y transporte, los equipos que componen el proceso de licuefacción son fácilmente deteriorados por los contaminantes que tiene el gas del yacimiento. Durante el transporte del gas, la temperatura media del gasoducto puede sufrir ligeras variaciones. Si la temperatura del gas disminuye lo suficiente se puede llegar a generar condensados, lo que favorece la formación de hidratos. Este problema se evita inyectando MEG a lo largo del recorrido del gasoducto, esta sustancia controla la formación de hidratos aumentando la diferencia en el punto de condensación del agua. En cuanto a los gases ácidos, principalmente el CO_2 , el H_2S y el NO_x tienen una fuerte repercusión en el deterioro de los equipos de la planta, debido a su poder corrosivo y a la posibilidad de que el CO_2 se combine con el gas y solidifique durante el proceso de licuefacción. El mercurio puede llegar a disolver el aluminio, componente básico del que están contruidos los intercambiadores criogénicos del tren de licuefacción.

Así mismo, se recomienda que los hidrocarburos aromáticos que conforman la fracción más pesada del gas natural sean separados para evitar su solidificación en el proceso de licuefacción del gas.

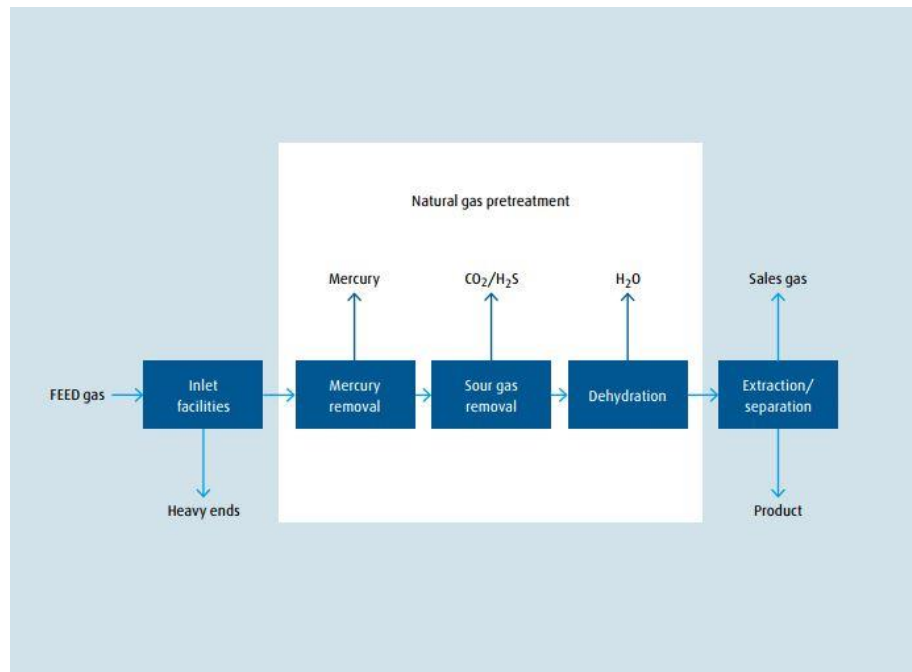


Figura 5: Esquema general del tratamiento del gas

4.3.1 GASES ÁCIDOS DEL GAS NATURAL

Los gases ácidos del gas natural requieren de un estudio minucioso de eliminación, son los principales causantes de problemas en las plantas de GNL. Es importante conocer los efectos de los gases ácidos principales.

Dióxido de carbono (CO_2):

El dióxido de carbono es altamente soluble en agua, que favorece la formación de ácido carbónico (H_2CO_3) que al combinarse con el hierro del acero puede dar lugar a una incrustación, efecto de la corrosión denominada Siderita (FeCO_3). Sorprendentemente, a temperaturas bajas el CO_2 no es corrosivo en ambiente seco, sin embargo cuando aumenta la humedad hasta un 60%-70% es altamente corrosivo. Una pequeña cantidad de CO_2 en ambiente húmedo puede aumentar la velocidad de corrosión del acero a una temperatura de 40°C .

Sulfuro de hidrógeno (H_2S):

El sulfuro de hidrógeno tiene su origen en la formación del yacimiento. Durante el proceso de su tratamiento puede aparecer en dos fases; gaseosa y líquida. Es un problema muy común en

las plantas que genera corrosión, y acorta la vida útil de los equipos. Las zonas principalmente propensas a la corrosión por H_2S son: el regenerador, los separadores y el circuito de solución de aminas. La corrosión provocada por el H_2S se manifiesta formando una película negra sobre el material que normalmente frena la corrosión y en algunos casos puede llegar a ocultar el daño producido al material, que sólo puede ser descubierto durante las tareas de limpieza. El H_2S es altamente tóxico para las personas y los animales, el manejo de esta sustancia ha de estar supeditado a procesos de seguridad ambiental.

Óxidos de nitrógeno (NO_x):

Los óxidos de nitrógeno se producen cuando en la combustión del gas natural se mezclan los radicales del nitrógeno con el oxígeno de la combustión. El óxido de nitrógeno unido al sulfuro de oxígeno son los principales causantes de la lluvia ácida. La combustión del gas natural genera dos veces menos NO_x que el carbón y 2,5 veces menos que el fuel oil.

5 Proceso de separación de gases ácidos, endulzamiento.

El gas natural ácido procedente del “slug catcher” entra en un separador para extraer las partículas sólidas y líquidas. El gas natural entra por el fondo en la torre de absorción donde se pone en contacto en contracorriente con la solución de amina pobre, que fluye en sentido descendente. Los componentes ácidos del gas reaccionan químicamente con la amina formando una sal regenerable. El gas natural tratado, rico en amina, sale por la cabeza de la columna hacia un tanque o tambor que retiene y recircula las soluciones de contaminantes que se han arrastrado. La amina rica en gases ácidos sale por el fondo de la columna, entra en un separador “flash” con el fin de eliminar de los gases disueltos, condensado y una pequeña parte de gases ácidos. Por el fondo del tambor “flash” la amina rica fluye hacia un intercambiador de calor donde absorbe el calor de la amina pobre. La amina rica aumenta su temperatura hasta los $80^{\circ}C$ o $90^{\circ}C$ y entra en la columna de regeneración por la cabeza. Mientras la solución desciende por la columna, los enlaces que formaba la amina con los gases ácidos se van rompiendo proporcionalmente al aumento de la temperatura de la solución al ponerse en contacto con el vapor de la solución formado por el rehervidor de la columna. La solución de la amina, prácticamente limpia de gases ácidos, sale del fondo de la columna de regeneración como amina pobre. Esta es redirigida al intercambiador de amina-amina y a un enfriador. Este último equipo

modifica la temperatura de la solución de amina a 5°C superior a la de la corriente de gas natural de entrada en el absorbedor, con el objetivo de evitar la formación de gas condensado a la entrada de la columna.

Los gases ácidos obtenidos del regenerador son dirigidos a un tanque para separar el agua que retorna como reflujo al regenerador y los gases se envían a una unidad de recuperación de azufre o se reinyectan en procesos de recuperación de crudo.

En el caso del que el contactor esté operando a alta temperatura es necesario utilizar agua de lavado con el fin de recuperar la amina rica que sale por fondo del contactor. Por este motivo el gas natural limpio se encuentra saturado en agua y requiere de un proceso previo de deshidratación antes de su licuación.

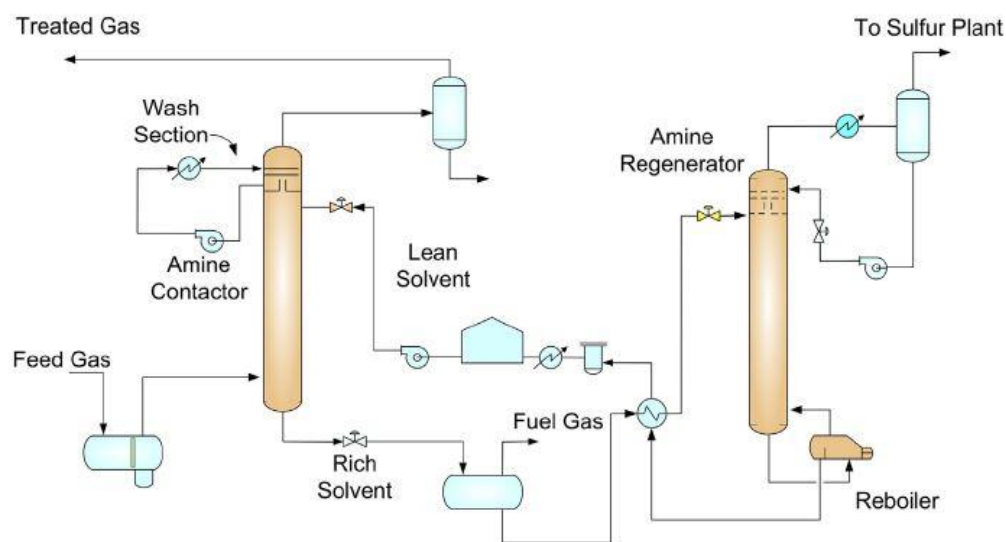


Figura 6: Proceso de endulzamiento con aminas (Saeid Mokhatab, 2014)

5.1 Absorción

5.1.1 ABSORCIÓN FÍSICA

Estos procesos utilizan un solvente que de forma física, absorbe: CO_2 , H_2S y componentes orgánicos con azufre como COS, CS_2 y mercaptanos. La absorción física se suele llevar a cabo cuando la presión parcial de los gases ácidos en la alimentación es alta. La capacidad de captura y eliminación de CO_2 y H_2S crece proporcionalmente a las presiones parciales de los gases ácidos, por lo que pueden llegar a ser más competitivos que los solventes químicos aumentando

la capacidad de carga y reduciendo el consumo en la regeneración de la amina. (Saeid Mokhatab, 2014)

La desventaja de este proceso está relacionada con la alta afinidad del disolvente físico hacia los hidrocarburos más pesados del gas natural. En caso de que el gas a tratar tenga un alto contenido de propano y otros compuestos más pesados, se desaconseja la utilización de este proceso debido a la gran pérdida de dichos componentes y su repercusión en el poder calorífico del gas.

Sin embargo, una de las ventajas más importantes en comparación con otro tipo de disolventes es la ausencia de calor en la regeneración, abaratando los costes de operación. El uso de los disolventes físicos para el endulzamiento ha de considerarse cuando: La concentración de propano o componentes pesados en baja y no se requiere la eliminación de ácido sulfhídrico hasta concentraciones de ppm. Además, no existe la degradación del disolvente al no producirse reacciones químicas.

Dos procesos destacan sobre el resto que utiliza esta tecnología.

-Proceso Selexol:

En este proceso se utiliza el disolvente físico dimetil éter de polietilenglicol (DMPEG). Se aplica para el tratamiento de gas natural con un bajo contenido de dióxido de carbono y alto de sulfuro de hidrógeno. Entre las mayores ventajas de este proceso se encuentra la alta selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno y los escasos problemas de corrosión. El proceso Selexol es más costoso que el proceso utilizado solventes químicos con aminas. (company, 2004)

-Proceso de Lavado con agua

Este proceso consiste en una absorción física de los gases ácidos en agua. Las principales ventajas del proceso son la disminución de problemas de corrosión en los equipos, la reducción de aplicación de calor y la alta selectividad de captura de gases ácidos. El proceso opera a altas presiones y es el más indicado para el tratamiento de gas natural con alto contenido en gases

ácidos y relaciones de $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ altas. Su principal desventaja es que requiere una unidad de recuperación de azufre.

En algunas ocasiones este proceso se ejecuta en cooperación con aminas para reducir costes. En dicho proceso el gas amargo entra por la zona inferior de la torre y el agua en estado líquido por la zona superior. El gas, parcialmente endulzado sale por la cabeza de la torre y es dirigido a la planta de tratamiento con aminas para completar el proceso. El agua que sale por el fondo de la columna se envía en primer lugar a un separador de presión intermedia para extraer los hidrocarburos disueltos y después a un separador de baja presión donde se eliminan los gases ácidos y se recircula el agua limpia a la torre de absorción.

5.1.2 ABSORCIÓN QUÍMICA

Los procesos de absorción química se caracterizan por la necesidad de regeneración del solvente químico. En este proceso el gas amargo entra en una columna de absorción por el fondo, mientras que a la vez se introduce una corriente de solvente por la cabeza de la columna. Al entrar en contacto se produce la captura de los gases ácidos por el solvente (generalmente aminas). El contacto entre las dos sustancias se ve favorecido a altas presiones y bajas temperaturas debido a que esta situación mejora la eficacia de las reacciones entre el solvente químico y los gases ácidos del gas natural. El solvente concentrado en gases ácido se reenvía a un proceso de regeneración en una columna de desorción, a baja presión y alta temperatura se separan los componentes ácidos del gas y se regenera el solvente utilizado. Debido a la necesidad de recalentar la corriente de gases ácidos, se produce la evaporación de grandes cantidades de agua, por lo que es necesario introducir una corriente de reposición de agua en la regeneración del solvente químico. (Eleonora erdmann, 2012)

A pesar de que este tipo de procesos se puede llevar a cabo con carbonatos, por lo general se utilizan aminas. Se clasifican en función del número de iones alquilo (CH_3^-) denominados (R), en amina primaria, secundaria o terciaria. Cuando la amina se encuentra unida a un ion nitrógeno con dos hidrógenos se considera primaria, si se unen dos alquilo con un nitrógeno e hidrógeno es secundaria y si se unen tres alquilo a un nitrógeno es terciaria.

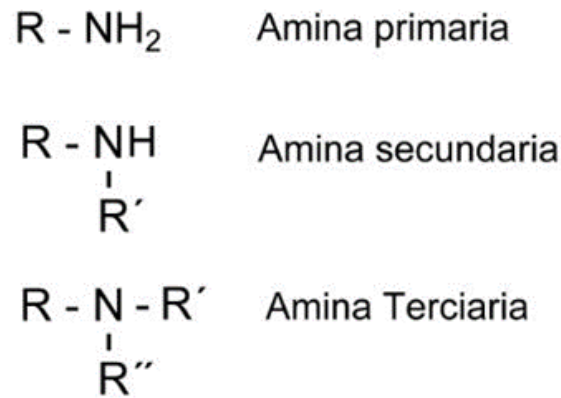


Figura 7: Clasificación de tipos de amina (Tiempo de exito aminas, 2015)

Por lo general la mayoría de unidades de separación de gases ácidos se basan en este tipo de procesos, con un gran abanico de posibilidades en función de la composición del gas natural a tratar. Las aminas más utilizadas son Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Diglicolamina (DGA), Diisopropanolamina (DIPA), Metildietalonamina (MDEA) y Metildietanolamina activada (aMDEA).

Tabla 1: Tipos de aminas

| <i>Aminas primarias</i> | <i>Aminas secundarias</i> | <i>Aminas terciarias</i> |
|-------------------------|---------------------------|--------------------------|
| <i>Monoetanolamina</i> | Dietanolamina | Trietanolamina |
| <i>Diglicolamina</i> | Diisopropanolamina | Metildietanolamina |

La Monoetanolamina (MEA)

La Monoetanolamina es la amina más reactiva de todas las etanolaminas. Esta amina primaria, carece de una gran selectividad de captura de CO₂ y H₂S. Además algunas impurezas como CO₂, CS₂ y el oxígeno tienden a degradar la solución no recomendándose su uso en estos casos. El punto fuerte de estas aminas son las bajas concentraciones de gases ácidos obtenidas de su proceso, que llegan a ser de 0,5 ppmv de H₂S y 100 ppmv de CO₂. La MEA trabaja en un ambiente favorable cuando la presión parcial del gas ácido a la entrada de la columna de absorción es baja. La Monoetanolamina posee un bajo peso molecular, lo que permite una mayor capacidad de transporte y reduce así, el caudal de recirculación del proceso. (Eleonora erdmann, 2012)

El principal problema del endulzamiento con estas aminas consiste en la corrosión y la formación de espumas. Los problemas de corrosión pueden llegar a ser de gran importancia si no se consideran con cautela. Para asegurarse unos niveles de corrosión admisibles, es necesario mantener baja la carga de concentración de ácido (0,31 a 0,46 mol de gas ácido/mol MEA) aproximadamente un 15% en peso para evitar la formación de carbonatos y bicarbonatos, principales causantes de la corrosión en este tipo de procesos. Esta limitación repercute en un gran consumo de energía calorífica en la regeneración de la amina, por ello en la actualidad existe una clara tendencia hacia la utilización de otro tipo de aminas.

Diglicolamina (DGA)

La diglicolamina es una amina primaria de mayor estabilidad que la MEA, con menor presión de vapor, se puede utilizar hasta en concentraciones de un 70%p/p. Este factor se ve reflejado en un menor requerimiento energético que en la MEA. La DGA ha sido comúnmente utilizada en el tratamiento de grandes caudales, siendo el principal problema la complejidad y el precio de la formación de la DGA y, como amina primaria su alta degradación en la columna de absorción. Los subproductos de la etapa de absorción no pueden ser regenerados en presencia de CO₂, COS y CS₂. La degradación de esta corriente se evita purificando la solución en un proceso de recuperación con alta temperatura.

Dietanolamina (DEA)

La dietanolamina es una amina secundaria, más débil que la MEA y con gran predominio en la industria del refino. Las ventajas respecto a la MEA son: la baja corrosividad de sus productos, un coste de operación bajo y una presión de vapor más baja, y por tanto las pérdidas relacionadas con la evaporación se reducen. La DEA tiene una capacidad de actividad baja por lo que las reacciones con COS y CS₂ son lentas, lo que causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. Los procesos de endulzamiento con DEA se utilizan para corrientes de gas natural con hasta un 10% de gases ácidos y a presiones de unos 35 bar a 50 bar. La escasa corrosividad de esta amina hace que sea posible operar con una concentración de entre el 30 %p y 35%p sin llegar a ocasionar daños en el proceso. Los gases ácidos obtenidos en el proceso cumplen las especificaciones de presión y temperatura necesarias para su tratamiento en una planta de recuperación de azufre sin necesidad de añadir nuevos equipos.

Trietanolamina (TEA)

La Trietanolamina es una amina terciaria, con alta selectividad en la captura de H_2S con una lenta velocidad de reacción con el CO_2 . Es común utilizar la TEA como agente de alcalinización de ácidos grasos de cadena larga.

Diisopropanolamina (DIPA)

La Diisopropanolamina es una amina secundaria y al igual que la DEA es comúnmente utilizada en el tratamiento de gases y líquidos de las refinerías. La DIPA posee un coste energético de regeneración bajo y no es corrosiva. La principal desventaja es su alto peso molecular que empeora su capacidad para transportar gases ácidos con alta molaridad. Actualmente los procesos con DIPA se están reemplazando por procesos con MDEA. (Eleonora erdmann, 2012)

Metildietanolamina (MDEA)

La Metildietanolamina es una amina terciaria y que por tanto reacciona lentamente con el CO_2 . Para llegar a un nivel adecuado de purificación se necesita un mayor tiempo de residencia en la columna de absorción y aumentar el número de etapas de equilibrio.

En comparación con el resto de las aminas, la MDEA ofrece la mejor selectividad de captura de H_2S en presencia de gases ácidos con CO_2 y H_2S . El proceso con MDEA opera a una presión ciertamente alta (55 bar a 88 bar) obteniendo fácilmente unas 5 ppmv de H_2S a la vez que se reduce el contenido en CO_2 hasta un 40 % a 60%. Este proceso ofrece la posibilidad de reducir la corriente de gases ácidos en la regeneración de la amina introduciendo una separación instantánea por medio de flash a la salida de la columna de absorción. En el caso de estar tratando con un gas con alta relación de $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ es posible utilizar MDEA para mejorar la corriente del gas de cola que va directamente a la planta Claus con el fin de recuperar azufre.

Solventes formulados

Los solventes formulados son compuestos basados en la amina MDEA, en los cuales se añaden otro tipo de solventes con el fin de reducir el tamaño de los equipos, aumentar la capacidad de

tratamiento del gas y optimizar los procesos. Existen solventes formulados de diversas características capaces de satisfacer las necesidades específicas en función del gas natural a tratar. Esta versatilidad consigue obtener unos resultados idóneos de purificación de concentraciones de CO₂ y H₂S hasta 2% y 4%.

Durante los últimos 80 años los responsables de la elección y construcción de las unidades de separación de gases ácidos han optado por el uso de la DEA y MEA. Estos solventes gozaban de un gran rendimiento, ahorro considerable de energía y de efectos en la corrosión. De hecho, en la actualidad se siguen construyendo unidades de separación de gases ácido usando este tipo de aminas, a pesar del incremento del coste total de la energía incurrido por la corrosión. (John Polasek, 1982)

La gran polivalencia de estos solventes se ve reflejada en la amplia capacidad de utilización pudiendo adaptarse a la gran mayoría de plantas viejas de gases ácidos. Este hecho ha provocado la incursión, casi espontánea de este tipo de solventes en la actualidad. El diseño de las antiguas plantas de separación para MEA, DEA y otras aminas ha repercutido en un sobredimensionamiento del proceso con este nuevo solvente. Este factor ha permitido aumentar la capacidad de tratamiento de gas en la planta, favoreciendo una mayor selectividad en el proceso, reduciendo a ppm las concentraciones de CO₂ y H₂S a la vez que se ha reducido el coste de operación y aumentado la vida útil de la planta.

En estos momentos la única desventaja de este tipo de procesos reside en la privacidad de la composición de los solventes químicos que acompañan a la MDEA en la solución. Las multinacionales del sector que ofrecen estos componentes como Dow Chemical Company(solventes formulados con el nombre de Gas/specf) Hustrman Corporation(con solventes formulados con el nombre de Textreat), la Carbide Union Corporation (con sus solventes llamados Urcasol) son dueñas de las patentes de este tipo de solventes de donde se conoce únicamente que la base de la solución es MDEA.

Metildietanolamina activada (aMDEA)

La composición de este tipo de solución surge para mejorar la reactividad de la amina MDEA en la captura del CO₂. La piperacina ha sido utilizada como aditivo de esta solución durante los últimos 20 años bajo el dominio de la patente de BASF que caducó en 2002. A partir de este

año, la inmensa mayoría de las compañías químicas ofrecen este compuesto bajo diferentes nombres comerciales. En estos últimos años el principal uso de este solvente ha ido enfocado a eliminación de grandes cantidades de CO₂.

Existen otro tipo de aditivos que pueden ser utilizados tales como MEA y DEA, pero sin las ventajas que ofrece la aMDEA; es extremadamente reactiva con el CO₂ y al ser una amina secundaria contiene dos grupos reactivos por molécula lo que la convierte en una molécula con gran capacidad para capturar y transportar CO₂. (Piperazine Why it's used and How it works, 2008)

La constantes de segundo orden de reacción para los diferentes tipos de aminas a 25°C se muestran en la siguiente Tabla 2:

Tabla 2: Constantes de reacción de las aminas más importantes.FUENTE (Piperazine Why it's used and How it works, 2008)

| <i>Amina</i> | Constante de reacción (Lmol⁻¹s⁻¹) |
|-------------------|--|
| <i>MEA</i> | 6 |
| <i>DGA</i> | 4,5 |
| <i>DEA</i> | 1,3 |
| <i>DIPA</i> | 100 |
| <i>Piperacine</i> | 59 |
| <i>MMEA</i> | 7,1 |
| <i>MDEA</i> | 4 |

La reactividad de la piperacina es casi diez veces mayor con el CO₂ que el resto de las aminas. Esto hace que sea un excelente impulsor en la reacción de absorción de CO₂ con MDEA. La piperacina actúa como aditivo reaccionando rápidamente con el CO₂ tan pronto como este se disuelve en el líquido. Entonces, el CO₂ como carbonato se traslada al interior del líquido, donde se disocia de nuevo en la amina libre y transfiere el CO₂ a MDEA. La piperacina se difunde de nuevo a la interfase dando lugar a mas CO₂.

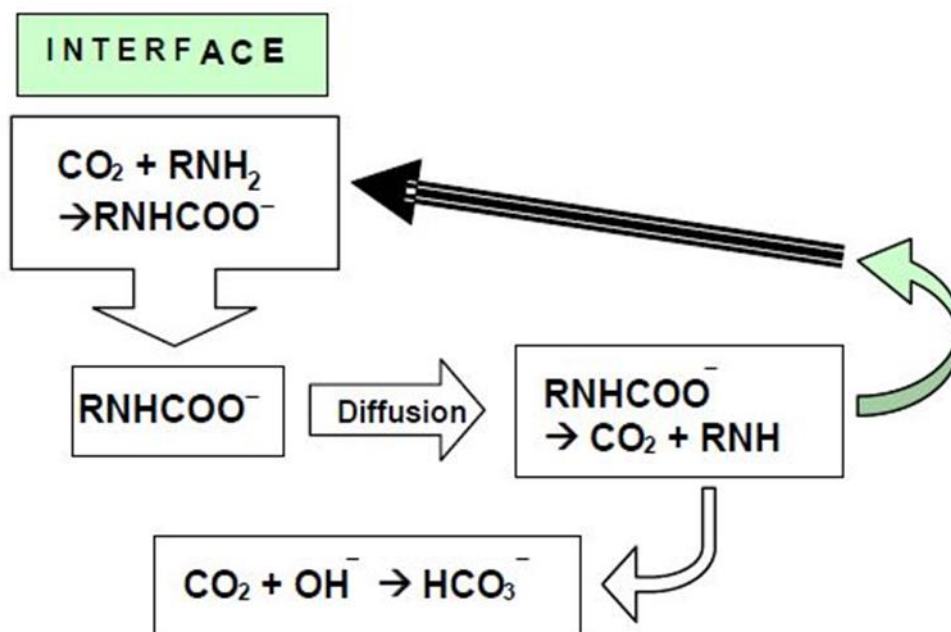


Figura 8: Proceso de regeneración de aMDEA

La fuerte unión de la piperacina con el CO_2 dificulta su captura con la MDEA. Esto significa que al final del absorbedor, en la parte superior de la columna, las presiones parciales de equilibrio del CO_2 en la solución sean mucho más bajas de lo que serían con MDEA únicamente. Además, en la parte superior de la columna el CO_2 se encuentra a disposición de una gran cantidad de piperacina reactiva libre que reacciona rápidamente con ella, obteniendo una solución fuertemente ligada. Esto es lo que permite alcanzar una concentración de CO_2 muy baja, logrando satisfactoriamente la purificación del gas.

A pesar de que la MDEA tiene la capacidad de eliminar CO_2 , nunca se ha utilizado con el fin de realizar una captura del mismo. En la mayoría de los procesos se ha utilizado para el tratamiento de extracción selectiva del H_2S de las corrientes de gas natural. Con la introducción de la piperacina es posible optimizar la purificación del proceso y mejorar la eficiencia de los equipos.

Las ventajas comerciales de la solución de piperacina con MDEA para la eliminación de CO_2 , son dos. En primer lugar, se necesitan tasas de recirculación considerablemente más bajas en comparación con aminas reactivas convencionales, tales como MEA, TEA y DEA. Y en segundo lugar, como resultado en la reducción de las corrientes de recirculación, la energía

requerida en el rehervidor es significativamente más baja que las aminas individuales convencionales.

La incorporación de Piperacina en MDEA ha sido probablemente uno de los desarrollos comercialmente más exitosos en el tratamiento del gas desde que el concepto de las aminas mixtas se aplicó por primera vez en el endulzamiento.

5.2 Adsorción

Los procesos de adsorción han sido ampliamente utilizados desde la década de 1950. Estos procesos siguen siendo populares debido a su alta eficacia en eliminación de vapores orgánicos y gases inorgánicos. Al igual que en los procesos de absorción, los adsorbentes se utilizan para disminuir la concentración de componentes no deseados en el gas. El proceso de adsorción ha mejorado en los últimos años con el desarrollo de nuevos adsorbentes. Los sistemas de adsorción se diseñan con el objetivo de controlar las concentraciones de los contaminantes en el gas natural.

En el proceso de adsorción, la corriente de vapor o gas pasa a través de una fase estacionaria, que consiste en un material altamente poroso denominado lecho de adsorción o únicamente el adsorbente. Los contaminantes del gas en fase vapor se retiran de la corriente de gas difundiéndose por la superficie del lecho.

Los procesos de adsorción se categorizan en regenerativos y no regenerativos, en función de si se produce o no la saturación del adsorbente en el proceso. Varios tipos de adsorbentes se han utilizado en el tiempo, siendo los más importantes los siguientes: (Chempack, 2015)

-Carbón activado: se constituye de los restos de carbón, madera y diferentes materiales con base en carbono. El proceso de producción del carbón activado suele ser bastante costoso. En el primer paso los materiales de desecho se carbonizan hasta una temperatura de 590°C en un ambiente anaeróbico. Se eliminan los compuestos volátiles y con las cenizas se forma el carbón activado.

-Mallas o tamices moleculares: contienen una estructura cristalina. Tienen una alta selectividad, ya que son capaces de extraer componentes con un tamaño molecular muy pequeño. La mayoría se usan para eliminar la humedad en los gases de escape y los óxidos de nitrógeno.

-Polímeros sintéticos: siguen el mismo principio que las mallas moleculares pero son menos eficaces. Se forman uniendo grandes cadenas de polímeros con distintos grupos funcionales. En función de su fin se pueden diseñar con una mayor o menor estructura porosa. La mayoría de los lechos poliméricos se pueden regenerar utilizando una corriente de aire a alta temperatura.

-Gel Sílica: esta compuesto de silicato de sodio (Na_2SiO_3). Cuando el silicato de sodio se pone en contacto con ácido sulfúrico forma un precipitado en forma de gel que se limpia posteriormente. El Gel sílica se utiliza principalmente para disminuir la humedad de las corrientes de gas.

-Alumina activada: se utiliza principalmente para secar el gas operando a altas presiones. No suelen ser utilizados para extraer componentes nocivos de las corrientes de gas y líquido.

5.3 Conversión directa

Este tipo de procesos se usan generalmente para la eliminación de pequeñas cantidades de H_2S de las corrientes de gas, con la conversión del sulfuro de hidrógeno a sulfuro. Cabe mencionar que en este tipo de procesos no se produce eliminación significativa de CO_2 .

Pocas compañías proponen este tipo de procesos, algunas de ellas son las siguientes:

- Shell con el proceso Sulferox
- IFP con el proceso Sulfint
- US filter con el proceso LO-CAT

6 Consideraciones en la selección del proceso de endulzamiento del gas.

Las consideraciones en la selección del proceso de endulzamiento del gas, son aquellas características del gas natural, que determinan las mejores condiciones para que se produzca el adecuado funcionamiento de la unidad de separación de gases ácidos.

6.1 Impurezas del gas

El objetivo es diseñar un proceso que satisfaga las necesidades de purificación del gas natural. Para ello es necesario estudiar en detalle la composición del gas de la alimentación. Las impurezas que se encuentran en el gas natural suelen ser las siguientes: CO_2 , H_2S , COS , CS_2 , mercaptanos, sulfuros, disulfuros e hidrocarburos pesados. En función de la concentración de estos elementos, se regirán las condiciones técnicas de la planta y el tipo de solución de amina.

6.2 Concentración del CO_2

La mayoría de los procesos de endulzamiento se distinguen en función de su capacidad para extraer el CO_2 del gas natural. Algunos procesos tienen una capacidad selectiva precisa en concentraciones pequeñas de CO_2 , como las mallas moleculares. En cambio el tratamiento con una solución química de aminas secundarias facilita la captura de CO_2 en grandes cantidades. La concentración de CO_2 dictamina que tipo de proceso es el adecuado para extraer las impurezas del gas y por ello representa un factor de gran importancia en planta de separación de gases ácidos.

6.3 Especificaciones del gas dulce

Las especificaciones del gas dulce dependen fundamentalmente del uso del producto y de la normativa medioambiental del emplazamiento. En este caso, el tratamiento del gas dulce se realiza en una planta de GNL, por lo que es necesario tomar las medidas adecuadas para cumplir

con la normativa medioambiental y no dañar los equipos de los trenes de licuefacción. Las especificaciones técnicas del gas dulce suelen ser parecidas en cualquier proceso de GNL.

Las condiciones del GNL de la planta de Gorgon se resumen en la siguiente Tabla 3.

Tabla 3: Concentraciones de gases ácidos en el gas dulce

| <i>Especificaciones de GNL</i> | Concentraciones |
|------------------------------------|------------------------|
| <i>Contenido en CO₂</i> | < 100 ppm |
| <i>Contenido en H₂S</i> | < 50 ppm |

6.4 Corrosión

La corrosión representa uno de los problemas más importantes de las plantas de gases ácidos. La corrosión es un proceso complejo, en el que intervienen diversos factores. La combinación de H₂S y CO₂ en ambiente acuoso ocasiona la proliferación de las condiciones corrosivas en los equipos de la planta. La corrosión de los equipos se detecta mediante la presencia de productos de corrosión. Estas sustancias se producen durante la reacción de corrosión y pueden ser solubles o insolubles.

El mecanismo de la corrosión se lleva a cabo por medio de una reacción electroquímica. Son reacciones en las que se produce un intercambio de electrones en un proceso de oxidación-reducción. El sulfuro de hidrogeno se disocia formando un ácido débil, este ácido ataca al material metálico formando un sulfuro de metal. El material resultante se adhiere a la superficie creando una fina capa que protege al metal original de nuevas corrosiones. Si por erosión, este material es removido, el metal queda desprotegido de la corrosión y pierde sus propiedades originales. Debido a que la corrosión se ve favorecida a altas temperaturas, los equipos de la etapa de regeneración, cuyo flujo está constituido mayoritariamente de aminas y gases ácidos, presentan un mayor peligro a la corrosión.

La corrosión ha llevado a la industria a desarrollar mecanismos de control para garantizar el correcto funcionamiento de los equipos y mejorar la seguridad en los procesos. El control de la corrosión se realiza por medio de cuatro mecanismos: la selección del material, los recubrimientos, inhibidores y protección catódica.

6.5 Espumas

La formación de espumas es uno de los problemas que se producen con mayor reiteración en las columna de absorción pero a veces también se pueden dar en la columna de regeneración. Las espumas disminuyen el contacto que se produce entre la corriente de gas y las aminas de la solución, perjudicando gravemente la eficiencia del proceso.

Las espumas se forman por diversos motivos; en ocasiones se producen por una alta concentración de contaminantes en la solución de amina, también pueden producirse en un periodo de operación y mantenimiento o por un uso excesivo de antiespumantes. La formación de hidrocarburos condensados en la entrada de la columna de absorción puede llegar a originar este proceso. Para evitar que ocurra, se establece como regla general, que la temperatura de entrada de la solución de aminas ha de ser al menos 10°C superior a la del gas natural.

Las espumas pueden ser controladas con la adicción de inhibidores de la espumación o, antiespumantes. Los antiespumantes más populares son los alcoholes de alto punto de ebullición y los compuestos de silicona. Normalmente se suelen inyectar de forma intermitente en la bomba de reciclo de amina y en la corriente de entrada al regenerador.

7 Equipos de una planta de separación de gases ácidos

Separador de entrada:

El separador de entrada se encarga de separar los contaminantes de la corriente de gas que llegan a la entrada de la unidad. Se eliminan los contaminantes por el fondo del separador, en su mayoría son hidrocarburos líquidos, partículas sólidas y otros compuestos que se agregan al gas para mejorar las condiciones de su transporte desde el yacimiento a la planta de GNL. La eliminación de estos contaminantes reduce el riesgo de contaminación del endulzamiento.

El absorbedor o torre contactora:

El gas natural que sale del absorbedor entra por el fondo de la torre de absorción. En este equipo, se pone en contacto con la solución líquida de aminas que entra por la cabeza de la columna. El contacto entre estas dos corrientes a alta presión y baja temperatura resulta en la extracción de los gases ácidos del gas natural a través de la corriente de solución de amina rica. Esta solución sale por el fondo de la columna y está compuesta fundamentalmente de agua, componentes ácidos, hidrocarburos sólidos y otras impurezas. El gas natural dulce, libre de gases ácidos sale por cabeza de la columna y se reenvía al equipo de deshidratación.

La torre de absorción dispone de distintas configuraciones en su construcción, que versatilizan la operación en función de la calidad del gas natural. Esta configuración se realiza en la fase de diseño del equipo y permanece invariable durante la vida útil del equipo. Las torres pueden ser de platos o empacadas.

Torres empacadas:

Las torres empacadas se utilizan para mejorar el tiempo de contacto entre la corriente de un gas y un líquido en la absorción y de vapor y líquido en la destilación. La torre consiste en una columna cilíndrica que tiene una entrada de un gas en el fondo, una entrada de un líquido en cabeza, una estructura de empaque, una salida de gas dulce por la cabeza y otra salida de líquido por el fondo de la columna. En este tipo de configuración, el gas entra por el fondo de la columna y sube por los intersticios del empaque donde se pone en contacto a contracorriente con el líquido de la solución de aminas.

Actualmente existen distintos tipos de empaques. La gran mayoría de los empaques están contruidos de materiales económicos como la arcilla, la porcelana o el grafito. El tamaño de los orificios oscila desde los 3 mm hasta los 75 mm. La mayor ventaja de esta estructura es la proporción de espacios vacíos en la torre, que es del orden del 60% y el 90%. Este tipo de empaque permite que grandes volúmenes de líquido pasen a contracorriente del gas que fluye a través de las aberturas, facilitando el contacto y disminuyendo la caída de presión en la torre.

Columnas de platos:

Las columnas de platos, al igual que las columnas empacadas, se utilizan para los procesos de absorción y desorción. La mayor ventaja de estos equipos en comparación con las columnas empacadas es la capacidad de mantenimiento y reposición de piezas. Las columnas están

constituidas por platos perforados por los cuales asciende el vapor del gas que entra en contacto con el líquido. En la actualidad, se han desarrollado numerosas configuraciones de perforación en los platos. A continuación, se presentan las características de los platos que se utilizan mayormente en la industria.

-Plato tipo campanas de burbujeo o de capucha:

Este plato plano y perforado, posee pequeños tubos en cada perforación sobre los que se colocan unos casquetes que se asemejan a unas tazas invertidas. No toda la superficie del plato posee campanas por las que sale el vapor. Tienen como mayor ventaja la capacidad de atrapar el vapor y las espumas a la altura del “*weir*”(rebosadero) lo que les habilita a operar a bajas velocidades de vapor y líquido. Estos platos son entre un 50% y un 100% más caros que los platos perforados, se suelen utilizar en casos específicos, donde se requiere una gran flexibilidad de la planta.

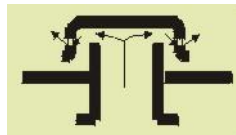


Figura 9:Plato de campanas de burbujeo (UPM, 2014)

- Platos perforados:

Este tipo de plato es el más simple de todos y es también plano y perforado. El vapor atraviesa los orificios a gran velocidad evitando que el líquido entre en las aberturas y produzca goteo. La baja velocidad del líquido hace que se reduzca el contacto entre las dos sustancias, disminuyendo la eficiencia de la operación. La mayor ventaja de esta configuración es el bajo coste de construcción de estos platos ya que son fáciles de fabricar.

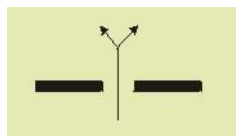


Figura 10: Plato perforado (UPM, 2014)

- Platos de tipo válvula:

Este tipo de platos es bastante similar a los de capucha y burbujeo. Estos platos son planos y están perforados, cada orificio tiene una válvula que regula la cantidad que pasa de vapor. A medida que el flujo de vapor se reduce, la apertura del disco de la válvula disminuye

empeorando su rendimiento. La máxima apertura del disco se regula con una estructura “caging” que se controla desde el interior de la válvula. La mayor ventaja de esta configuración es la flexibilidad de operación con flujos bajos, sin embargo no se pueden utilizar para servicios sucios. (PDVSA, 1997)

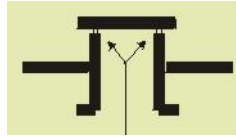


Figura 11: Plato de válvulas (UPM, 2014)

Tanque de venteo:

Este equipo se utiliza para separar el gas natural disuelto en la solución de amina. El tanque de venteo se instala cuando la presión del absorbedor es superior a 30 bar y suele operar a una presión de 5 bar. Cuando se reduce la presión de la corriente de solución rica en aminas, los hidrocarburos más ligeros del tanque se vaporizan y son extraídos por la cabeza de la torre llevándose consigo una pequeña parte de gases ácidos. El objetivo del tanque es el de recuperar los hidrocarburos disueltos en la amina, los cuales se reutilizan como combustible para otros equipos. De esta forma, se logra una mejor eficiencia de la planta a la vez que se evita la formación de espumas en el absorbedor.

Intercambiador amina-amina:

El objetivo del intercambiador de amina-amina es el de reutilizar en la mayor medida posible el calor de la corriente de amina pobre que sale del regenerador. El gas natural procedente del tanque flash entra en los tubos del intercambiador de calor, mientras que la solución pobre de aminas accede por el interior de la carcasa. El gas que sale del intercambiador de calor se dirige a la columna de regeneración, que entra a una temperatura cercana a los 90°C. El aumento de temperatura de la corriente, facilita la separación de gases ácidos en la columna de regeneración. Por otro lado, es conveniente controlar la condensación del gas en la tubería ya que podría producir corrosión en el sistema. La configuración del intercambiador de calor se diseña en función de la presión y temperatura de los flujos de caudal en circulación. Se han desarrollado numerosas estructuras, siendo las más comunes los intercambiadores de cabezal fijo tipo BEM.

Regenerador:

El regenerador junto con el absorbedor, representa la mayor inversión de la instalación. Esta columna se ocupa de separar el gas ácido de la solución. A diferencia del absorbedor, este equipo opera a baja presión, entre 2 bar y 3 bar y está compuesto de tres equipos: una columna, un condensador y un rehervidor. Por lo general la torre de regeneración suele estar compuesta de entre 18 y 25 platos. La solución de amina entra entre el plato 2 y el plato 4, circula en sentido descendente y entra en contacto con el vapor generado por el rehervidor que ocasiona la captura de los gases ácidos en la cabeza de la columna. Estos vapores salen por la columna y entran en el condensador. Normalmente la temperatura de los gases se encuentra entre los 90 °C y los 100 °C, por debajo de esta temperatura el vapor de la columna no es suficiente para producir la separación de gases y por encima de la misma se produce un consumo excesivo de energía. Por otro lado, por el fondo de la columna sale la solución de amina regenerada, también llamada amina pobre, a una temperatura comprendida en el rango de 110 °C y 116 °C.

Rehervidor:

El rehervidor es un equipo íntimamente ligado al consumo de la planta y de la columna de regeneración. Es el encargado de vaporizar la solución de amina que regresa al regenerador, para ello utiliza distintos medios de calentamiento como vapor saturado a baja presión, aceite caliente o fuego directo.

Condensador:

El condensador como se ha mencionado anteriormente, se encuentra a la salida de los gases ácidos de la columna de regeneración. El objetivo de este equipo es el de extraer el agua de los gases ácidos, para ello se hace pasar una corriente de agua a través de los tubos, a la vez que por la carcasa entran los vapores procedentes de la columna. El agua contenida en el gas se condensa en la superficie de los tubos y el gas ácido sale de la planta.

Tanque de abastecimiento:

Este aparato se utiliza para añadir el agua de evaporación que se pierde durante la regeneración de amina. Durante el proceso de operación es necesario tener un control de la corriente de recirculación de la solución de aminas. En este equipo se gestionan las concentraciones y el flujo de la solución amínica con el fin de que cumpla las condiciones óptimas para el correcto funcionamiento del proceso de absorción de gases ácidos en la torre contactora. (Arthur Khol, 1997)

Enfriador de la solución de aminas:

La corriente que sale del intercambiador de calor de amina pobre suele tener una temperatura bastante alta, luego no se puede utilizar directamente en la columna de absorción. Este equipo, es un intercambiador de calor que se encarga de reducir esta temperatura, adecuándola para optimizar el proceso de absorción de gases ácidos. El tanque de abastecimiento se conecta al flujo de circulación de la corriente de solución para reducir el coste energético de la operación de enfriamiento de la amina.

Bomba de recirculación:

La bomba de recirculación se encarga de modificar la presión de la corriente de la solución a la de la entrada en el absorbedor. Este equipo ha de estar capacitado para trabajar con grandes caudales y estar prevenido contra la corrosión.

8 Parámetros de control de una planta de separación de gases ácidos

La planta de separación de gases ácidos es una planta compleja, que exige un control exhaustivo de determinados parámetros. La modificación de estos parámetros afecta de manera crítica al correcto funcionamiento de la planta. De entre todos las variaciones que se pueden realizar en los equipos inmersos en el proceso, destacan cuatro parámetros:

-Presión:

La corriente de solución de amina es la base del proceso del endulzamiento, establecer un adecuado funcionamiento de la presión de operación de las torres de absorción y regeneración, es de vital importancia para mantener la calidad del proceso. La torre de absorción trabaja a presiones elevadas para favorecer la captura de los gases ácidos en la corriente de amina pobre. Esta presión se establece acorde a la presión del gas natural que entra por el fondo de la torre, mientras que la presión de la solución de aminas se adecua a la misma presión.

El proceso de regeneración de aminas se realiza a baja presión en el regenerador, lo que ocasiona que los gases ácidos puedan ser eliminados por cabeza de la columna. Una vez se diseña la planta para las presiones especificadas, las condiciones de presión no pueden ser alteradas y en el caso de que cambien las condiciones del flujo, se deberá adecuar a las presiones inicialmente establecidas.

- Temperatura:

Las condiciones de temperatura del proceso se diseñan para favorecer el rendimiento del proceso. Este parámetro no posee la misma rigidez que la presión de las columnas, por lo que puede ser modificada. Sin embargo, una alteración significativa de la temperatura en las torres puede generar inestabilidad en el proceso y acarrear consecuencias negativas. La variación de este parámetro ha de ser estudiada con cautela, teniendo en cuenta las condiciones de los equipos, el flujo de las corrientes y sus concentraciones.

- Corriente de circulación de amina:

La corriente de circulación de la amina esta directamente ligada al consumo energético de la planta. Al aumentar la concentración de la amina en la solución implica un aumento de los gases ácidos en la solución lo que repercute en una disminución de la tasa de circulación y en el coste energético del proceso.

Generalmente la corriente de solución de amina se calcula antes de la puesta en marcha del proceso, se evalúa la eficacia durante la puesta en marcha y se optimiza más tarde en la etapa de operación. Las concentraciones de amina pueden variar si se producen cambios en la concentración del gas o en la purificación del gas dulce. En el caso de que se produzca una disminución de la corriente de gas natural es posible reducir el coste energético de la amina modificando el flujo de la solución.

- Concentraciones de aminas en la solución:

La elección de la concentración de amina suele ser una decisión bastante arbitraria y se suele optimizar a partir de la experiencia de la operación. Los procesos en los que se utiliza MDEA, se realizan para la extracción selectiva de H_2S , tomando en casi todos los casos un 50% p/p de MDEA. En este proyecto es necesaria la adicción de Piperacina para mejorar la velocidad de reacción de la MDEA frente al CO_2 . No obstante, pequeñas cantidades de piperacina favorecen el proceso de tal forma que no es necesario utilizar MDEA al 50% p/p. Aumentar el ratio de circulación de la amina puede reducir la tasa de circulación de la solución y sus costes energéticos. Sin embargo este efecto no tiene tanta influencia debido a que la reducción de la corriente aumenta el calor de reacción de la solución que hace aumentar la temperatura y la presión de vapor del gas ácido sobre la solución. La concentración de aminas en el proceso es un parámetro que requiere un estudio detallado durante el diseño, la puesta en marcha y la operación del proceso. Posteriormente se analiza en un análisis de sensibilidad las consecuencias que tiene la variación de las concentraciones de amina en la planta.

9 Simulación de la unidad de separación de gases ácidos

9.1 Simuladores actuales/elección del simulador

La simulación en estado estacionario es una herramienta útil para el diseño y confección de los equipos de procesos individuales, así como de plantas complejas. Incluso para la operación diaria de las plantas, la simulación estacionaria es capaz de extraer la información del proceso y las condiciones de operación derivadas de una evolución en el tiempo.

Producto de la creciente demanda de la industria para obtener el mayor beneficio se necesita software que realice cálculos de costes, efectivos y precisos. La simulación dinámica ofrece este tipo de características; es capaz de reproducir el comportamiento de las plantas que esperan ser construidas, al igual que simular las condiciones de operación de las plantas actuales. No obstante, la capacidad de realizar pruebas de la simulación y estrategias en el control, es la mayor ventaja de este modo de simulación. El uso eficiente de esta competencia, es la razón principal por la que las primeras industrias de procesos han incorporado la simulación dinámica como herramienta de trabajo en estos procesos. El control y el mantenimiento de los procesos

productivos dentro de un intervalo de operación limitado, asegura un flujo continuo de disposición de producto, proporcionando un valor añadido en la industria.

En vista a las ventajas que ofrece la simulación dinámica y estática, se ha optado por realizar las tareas de simulación del proceso de endulzamiento con el Software Aspen Hysys v8.0.

La simulación se lleva a cabo en dos etapas. En la primera parte, se describen las modificaciones básicas de cada equipo de la planta y en una segunda, una vez identificados los parámetros de operación, se procede a su optimización.

9.2 Descripción de la simulación de la unidad de tratamiento de gases ácidos con MDEA+PZ .

Se realiza la simulación estacionaria del procesamiento de Endulzamiento de gas natural con MDEA + PZ utilizando el simulador Aspen Hysys 8.0. Para ello, se ha utilizado el paquete termodinámico *DBR Amine Package 2012 v1*, que usa el método electrolítico *NRTL* y la ecuación de estado *RK* para la simulación de las propiedades físicas del gas y vapor . Este paquete termodinámico conglojera las propiedades termodinámicas de las principales aminas, mejorando la rapidez de simulación del proceso a la vez que se obtienen resultados satisfactorios.

El diagrama de flujo empleado en la simulación está basado en la Figura 12, conformado principalmente por una torre absorbedora y una torre regeneradora.

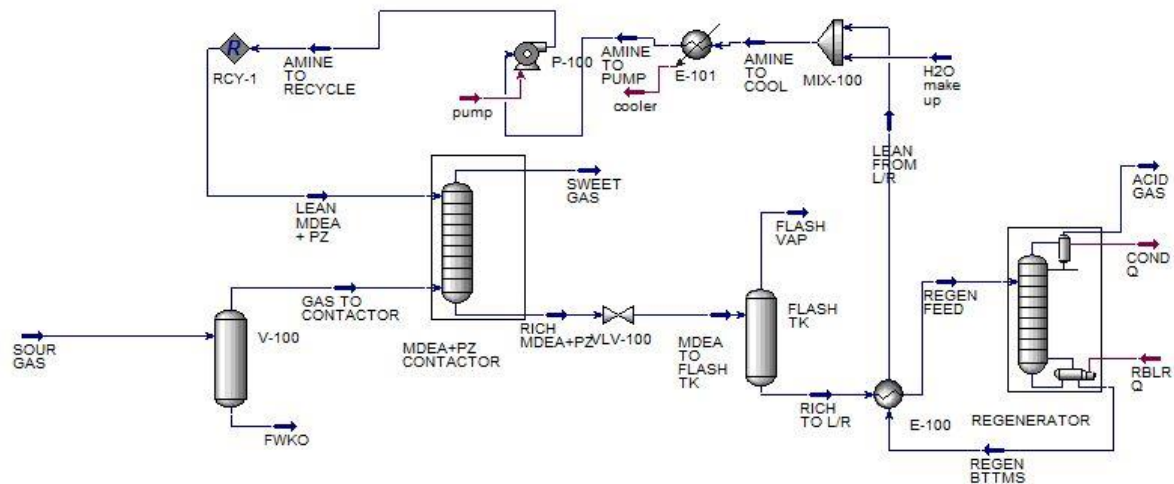


Figura 12: Simulación del endulzamiento

La simulación se lleva a cabo a partir de un ejemplo de endulzamiento con amina DEA que ofrece el simulador en la sección de ejemplos. La simulación con DEA parte de la utilización de un gas ideal con bajas concentraciones de gases ácido por lo que es necesario confeccionar los equipos y el proceso a las condiciones de operación de la planta de Gorgon.

Tales condiciones se pueden resumir en la siguiente Tabla 4.

Tabla 4 Parámetros proceso de absorción

| Parámetros | Absorber | Regeneración |
|--------------------------------------|----------|--------------|
| Caudal de Gas Amargo(x3) (kmol/h) | 25000 | - |
| Temperatura del gas(°C) | 25 | - |
| Presión(kPa) | 6100 | 281 |
| Composición del gas amargo | | |
| Número de etapas | 20 | 25 |
| Altura de la columna (m) | 50 | 80 |
| Diámetro de la columna(m) | 2 | 4 |

Tabla 5. Parámetros de la solución

| <i>Parámetros</i> | |
|---------------------------------------|--------|
| <i>Caudal de la solución(kmol/h)</i> | 255200 |
| <i>Temperatura de la solución(°C)</i> | 28.3 |
| <i>Presión de la solución (kPa)</i> | 6000 |
| <i>Composición de PZ (p/p%)</i> | 0,98 |
| <i>Composición de MDEA (p/p%)</i> | 24,67 |

El primer punto a realizar es adaptar la planta a las condiciones de operación mostradas previamente para más tarde, buscar la optimización del proceso.

El primer objetivo es conseguir un correcto funcionamiento del proceso. Para ello se desbloquea la opción de reciclo de la simulación. A continuación se comienza a introducir las especificaciones de concentración y caudal de la corriente de gas a tratar. Al ser un caudal de grandes proporciones, es necesario ampliar al mismo tiempo, la capacidad de tratamiento del gas aumentando las dimensiones de las columnas de absorción y de regeneración del proceso.

Una vez se han aplicado las condiciones específicas de la planta, se introducen las condiciones del separador flash con el objetivo de obtener gas saturado a la entrada de la columna de absorción.

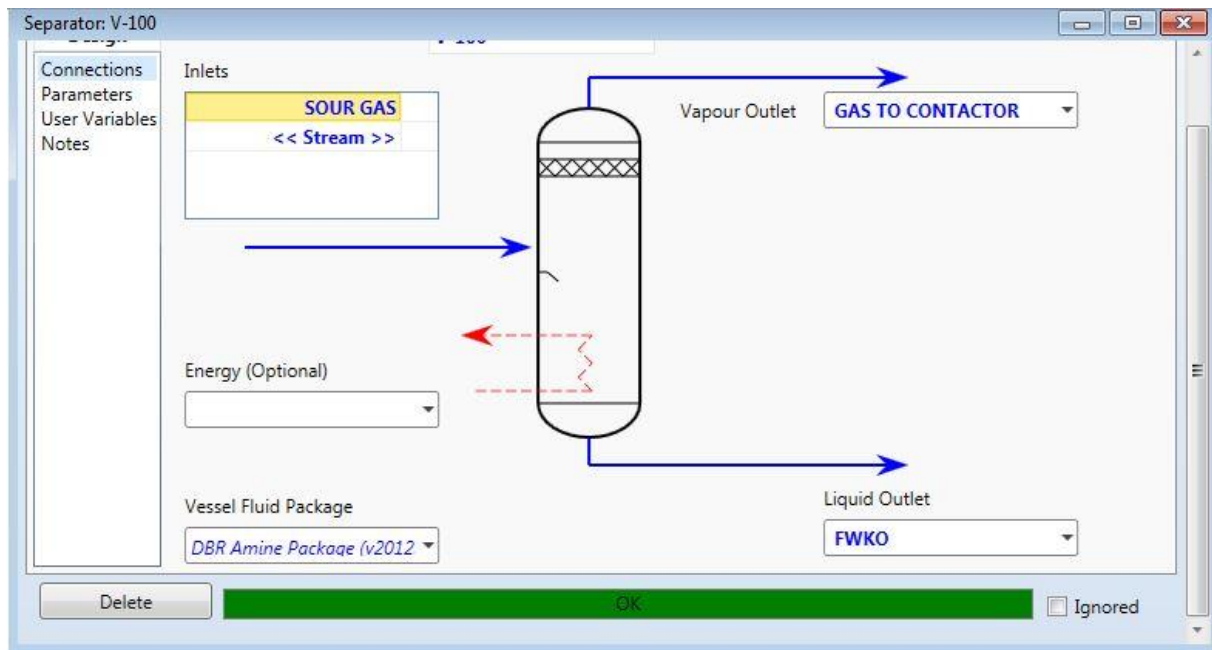


Figura 13: Interfaz separador inicial

El siguiente paso consiste en adaptar las condiciones de la columna de absorción a la simulación. El simulador Hysys ofrece múltiples variantes de personalización de la columna de absorción. En este punto, lo más importante es conseguir hacer funcionar el proceso. Por lo que se incurre en la decisión de modificar el menor número de parámetros para el correcto funcionamiento de la columna. Por ello, se fijan las dimensiones de la Tabla 4 y 20 etapas de equilibrio a una presión de 5860 kPa en cabeza y 5890 KPa en fondo de la columna.

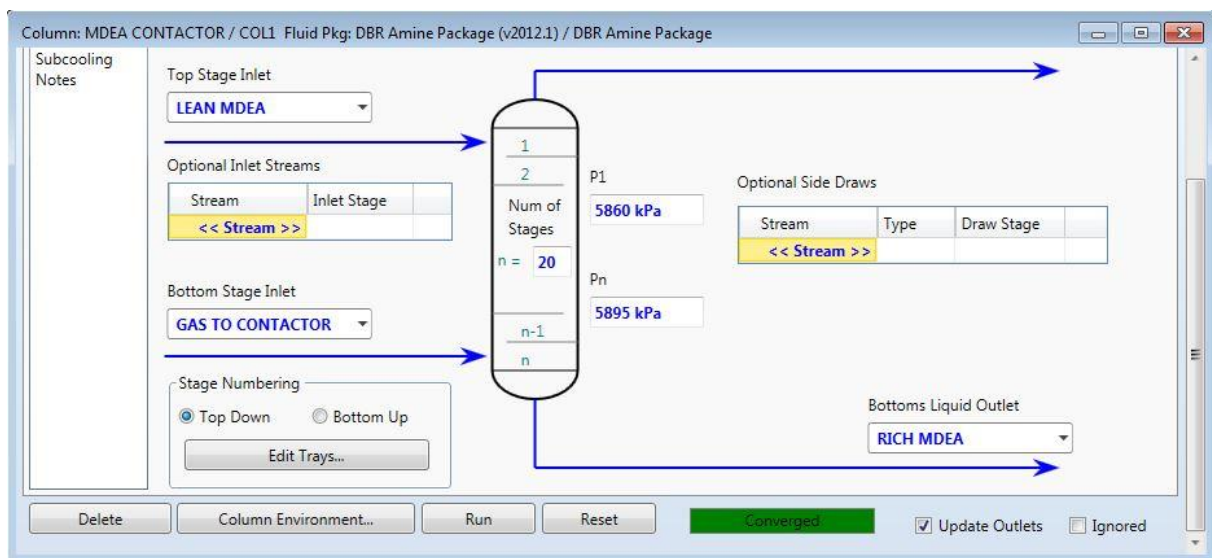


Figura 14: Interfaz columna de absorción

El siguiente paso es adecuar las condiciones de la columna de regeneración. Para ello, previamente es necesario precisar las condiciones de la válvula de nivelación. Se establece una caída de presión de 5545 kPa para disminuir la presión de la corriente de MDEA rica en gases ácidos antes de la entrada al separador, ya que tal y como se ha comentado previamente, la regeneración de la amina se ve favorecida por bajas presiones y altas temperaturas.

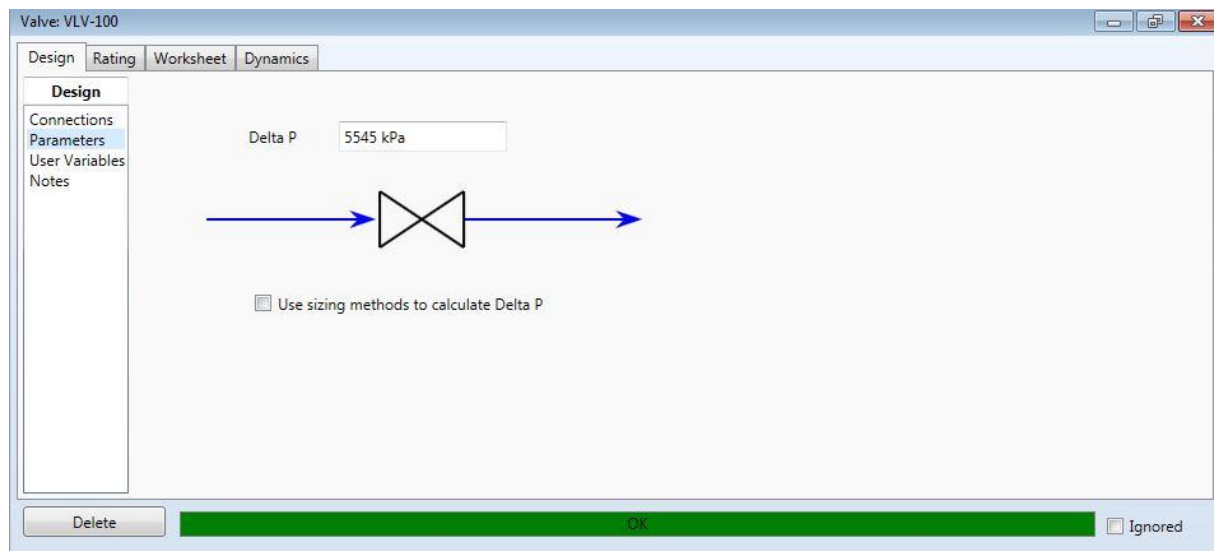


Figura 15: Interfaz válvula

Después de la válvula de nivelación la solución de la amina rica se alimenta a un tanque flash, con el fin de eliminar los hidrocarburos líquidos y parte de los gases ácidos retenidos por la MDEA+PZ. Sus condiciones de operación son muy parecidas al primer flash.

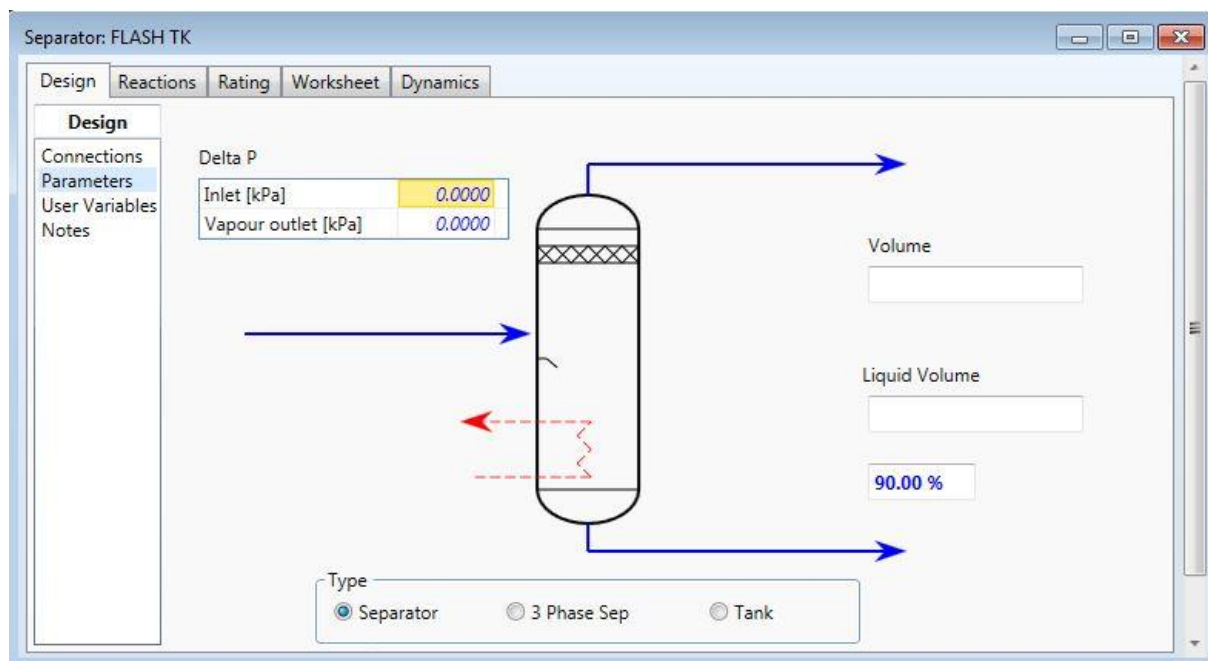


Figura 16: Interfaz separador

Para facilitar el correcto funcionamiento de esta primera simulación, se establece únicamente los parámetros de la temperatura de la corriente de salida y una caída de presión de 68.95 kPa en los tubos y en la carcasa del intercambiador.

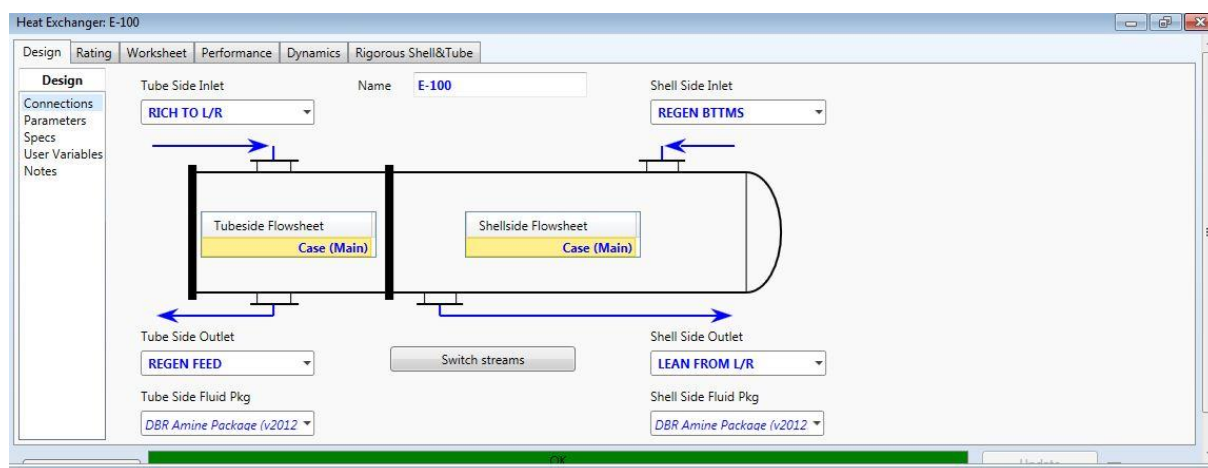


Figura 17: Interfaz intercambiador de amina-amina

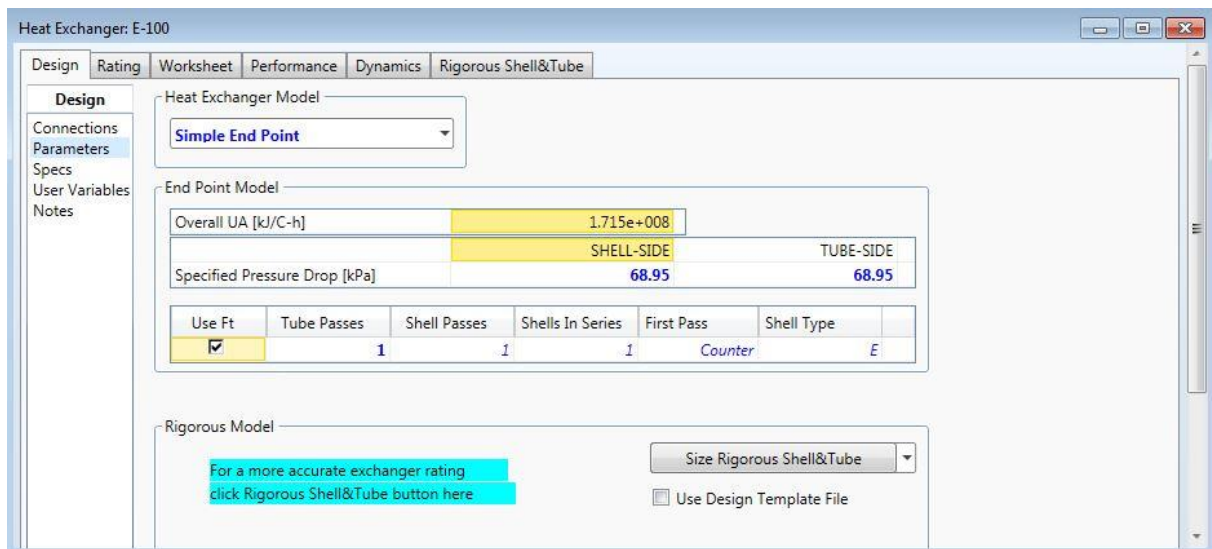


Figura 18: Interfaz parámetros del intercambiador de amina

La incorporación de la caída de presión, se realiza con el objetivo de simular de la mejor forma posible el intercambiador de calor.

Una vez comprobado que funciona correctamente el intercambiador de aminas, se procede al acondicionamiento del proceso de regeneración de la amina. Este proceso se confecciona en una columna de desorción a baja presión y alta temperatura. Se compone de tres equipos principales, de arriba abajo, un condensador, una columna y un rehervidor.

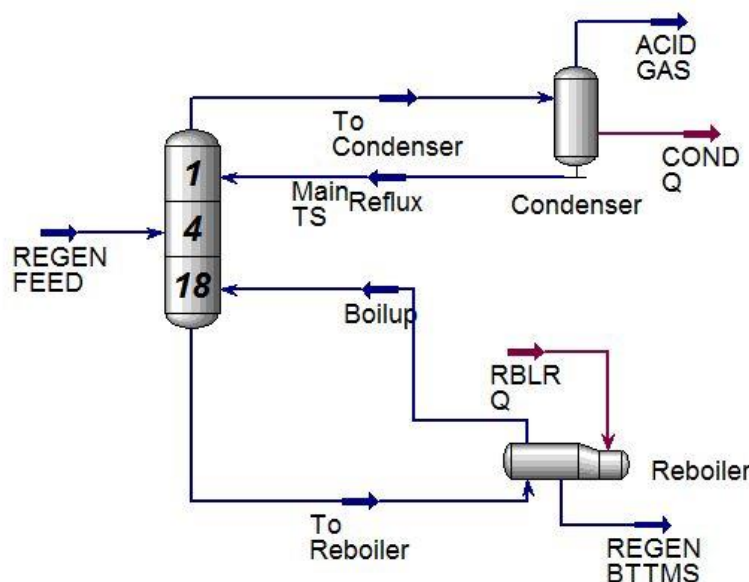


Figura 19: Interfaz Subflowsheet del regenerador

Las especificaciones básicas del proceso se fundamentan en la columna de desorción. El simulador Hysys precisa de la introducción de cuatro parámetros para simular el proceso.

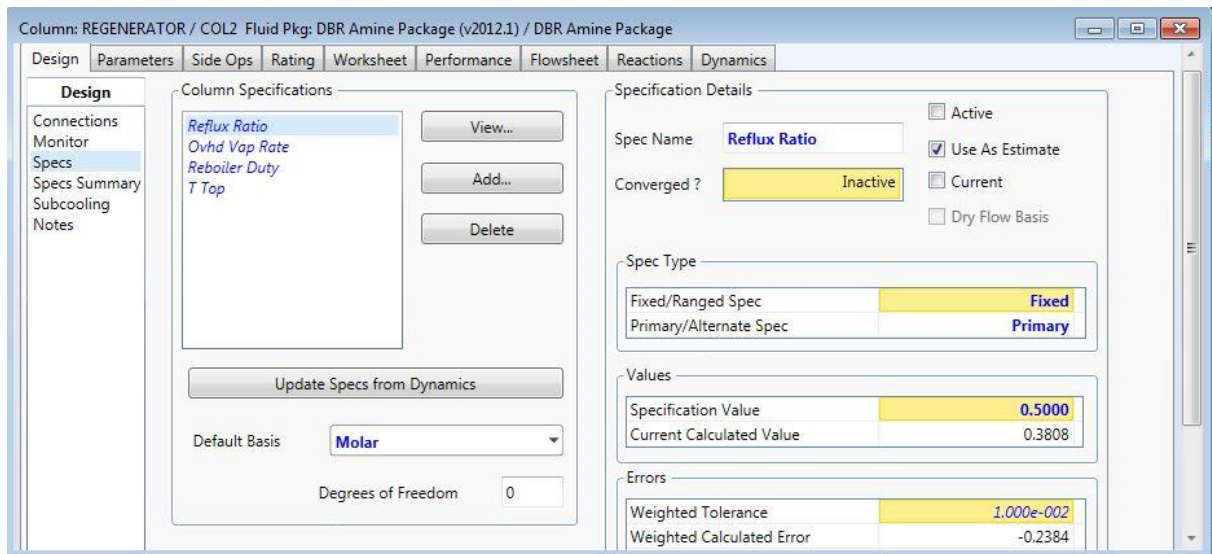


Figura 20: Interfaz de los parámetros de la columna de regeneración

Los parámetros elegidos son el ratio de reflujo de la columna, el vapor extraído de gases ácidos por cabeza de la columna, calor aportado al rehervidor y la temperatura del tope de la columna. Tal y como se aprecia en la Figura 20. Hysys usa estos parámetros como estimación del valor real. La estimación de dichos valores facilita el trabajo de la simulación, obteniendo resultados más precisos.

Los tres últimos equipos se diseñan condicionados por la corriente de la solución que entra en la columna de absorción. La simulación de la operación de reciclado se define con la corriente *Amine to recycle* (que proviene del enfriador y mezclador) con la solución de aminas que entra a la columna de absorción.

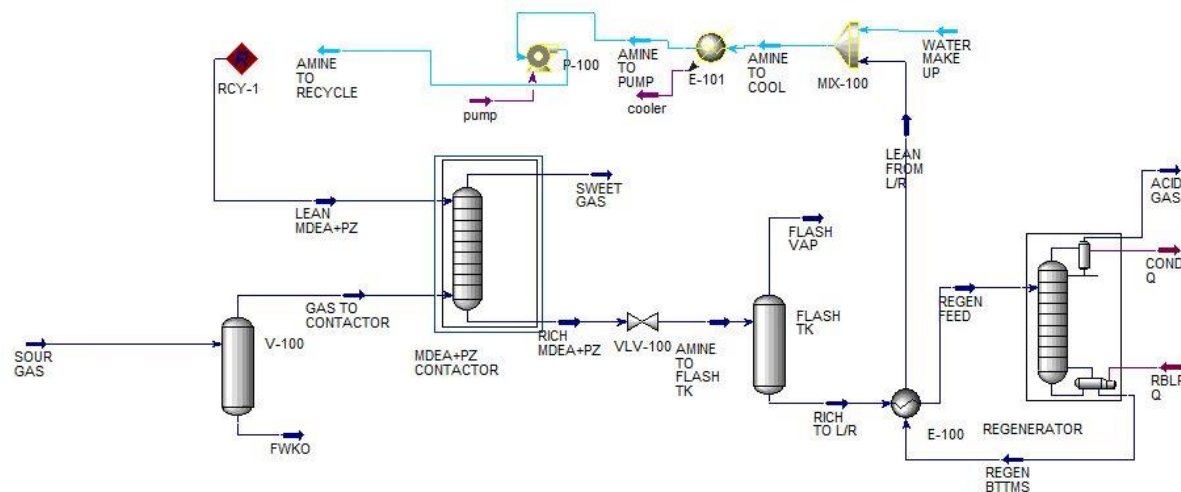


Figura 21: Interfaz de la configuración del reciclo de amina

La definición de estas corrientes ayuda a calcular el caudal necesario de agua que se ha de introducir en el mezclador y las condiciones de operación del intercambiador de calor y de la bomba de reciclo.

Cuando se tiene el caudal necesario de agua de reciclado, se diseña el mezclador. Este equipo apenas ofrece modificaciones, únicamente se establece que la presión de salida de la corriente del mezclador sea la menor de las corrientes entrantes, como se aprecia en la Figura 22.

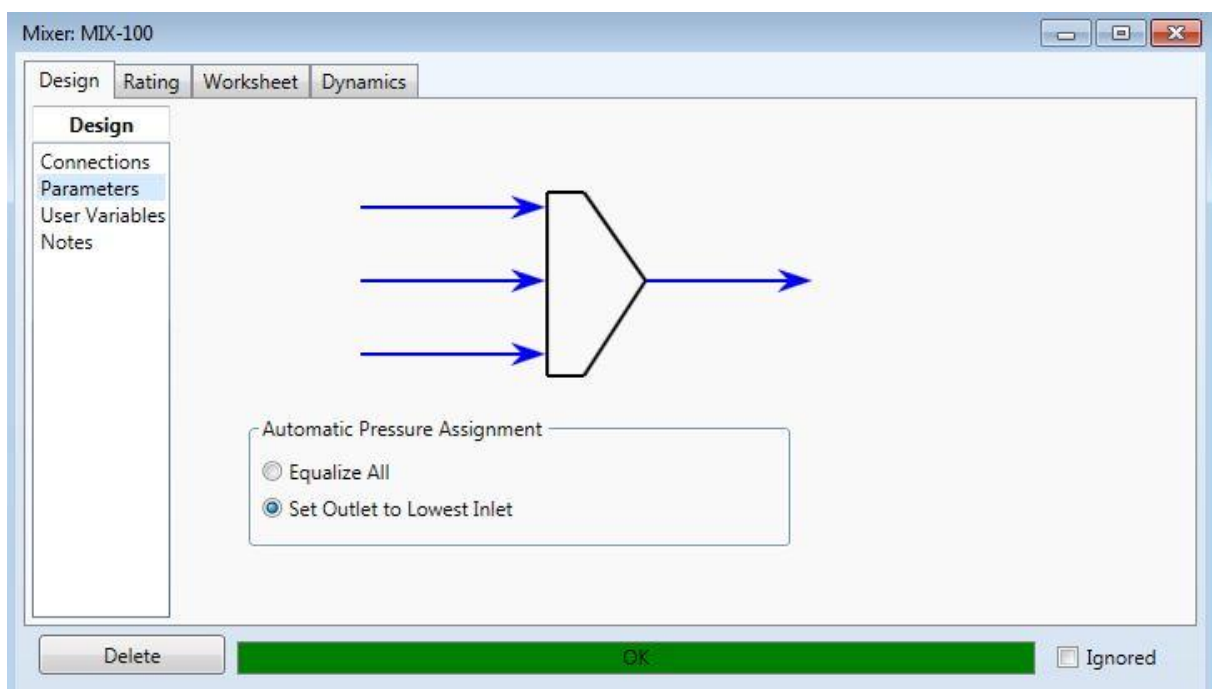


Figura 22: Interfaz del mezclador

El siguiente equipo a diseñar es el enfriador. Al igual que el mezclador, este equipo ofrece pocas modificaciones debido a las condiciones interpuestas por la corriente de reciclo. Solamente es posible modificar la caída de presión en el equipo que, en este caso se escoge de 50 kPa.

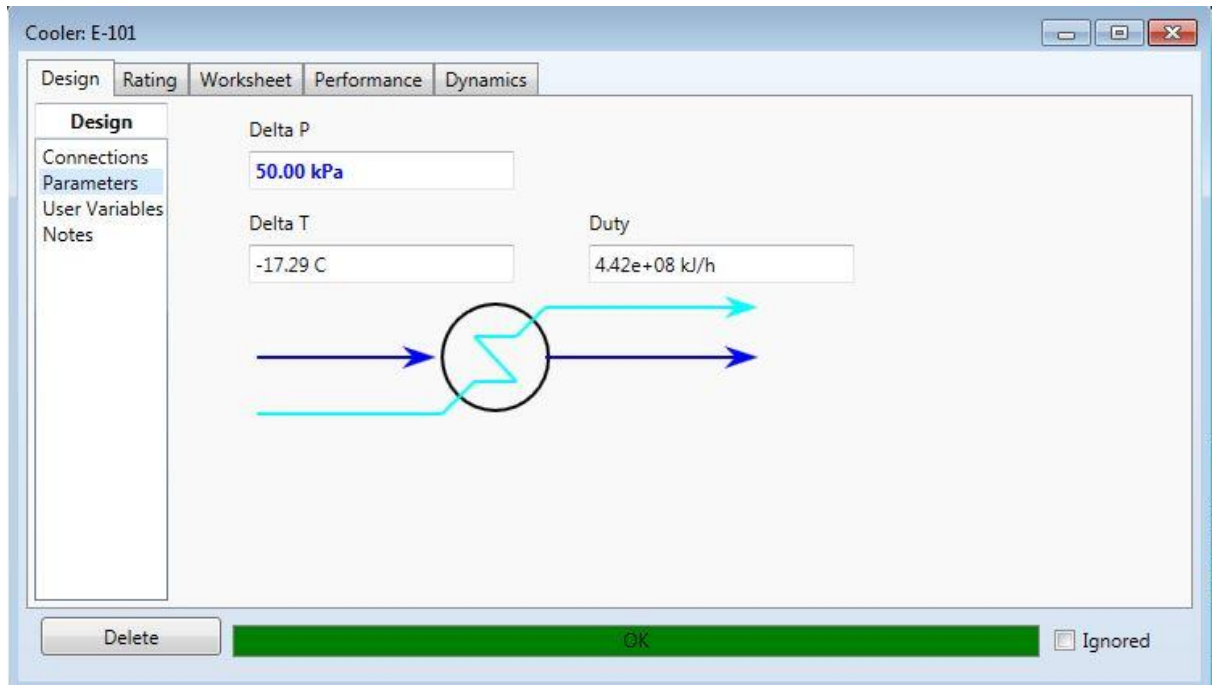


Figura 23: Interfaz del enfriador

El último equipo a simular consiste en la bomba de reciclo. El objetivo del equipo es aumentar la presión de la solución que entra en la columna de absorción. Al estar definida esta corriente, el único parámetro modificable es la eficiencia adiabática del proceso.

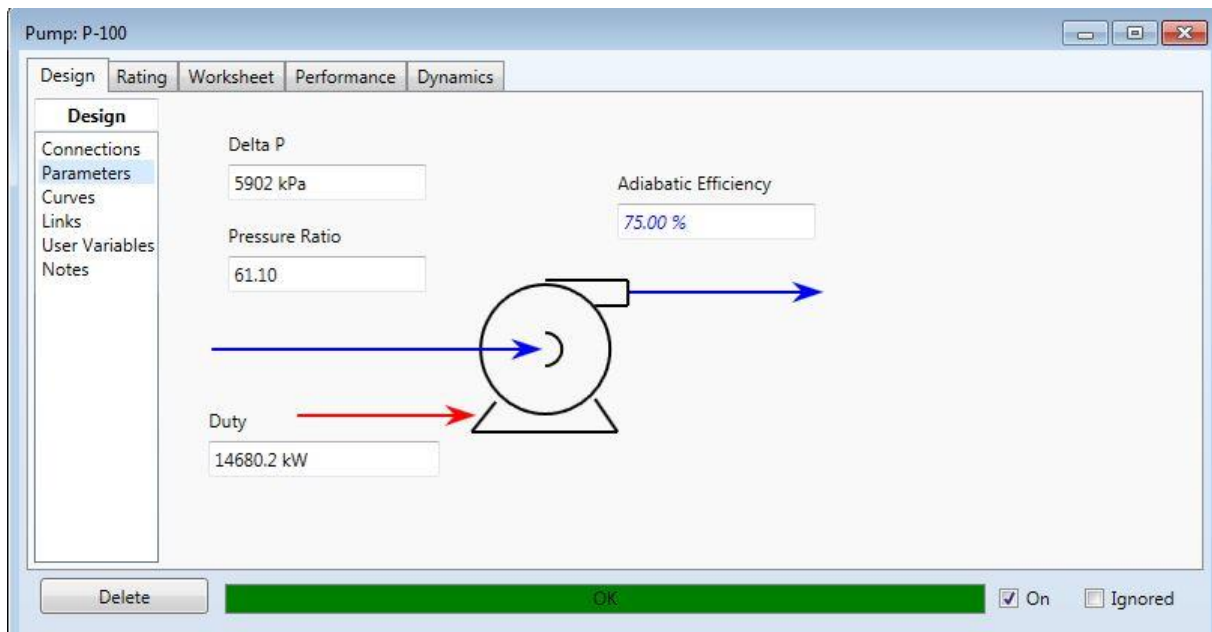


Figura 24: Interfaz de la bomba de reciclo

Para finalizar el proceso y conseguir el correcto funcionamiento de la simulación de la instalación, se realiza un balance de materia entre la corriente de reciclo de la amina con la corriente extraída del intercambiador de calor de amina pobre y una fuente externa de inyección de agua. El resultado de dicho balance de materia ha de ser igual a la corriente de la solución de la amina que entra en la columna. Se realiza un proceso manual iterativo hasta obtener los resultados y una vez se consiguen, se incorpora a la simulación la herramienta de reciclo. Esta herramienta ajusta con mayor precisión, la composición y el caudal de la corriente de solución de amina del proceso, alcanzando el nivel óptimo de la simulación.

9.3 Optimización de la planta

El objetivo del proyecto es cumplir con las especificaciones técnicas del transporte de LNG, la optimización de la planta reside en cumplir los requisitos de purificación del gas que se muestran en la Tabla 3 de la forma más eficiente posible. Se lleva a cabo mediante el ajuste de los parámetros de control del proceso que se mencionaron, previamente en el apartado 8.

En primer lugar se busca reducir los costes del proceso con la reducción del caudal de reciclo de la planta. Con un menor caudal de reciclo, la energía requerida en la regeneración de la amina se ve reducida proporcionalmente, al igual que el tamaño de los equipos

(intercambiadores de calor) disminuye. Para reducir el caudal cumpliendo las limitaciones es necesario optimizar a su vez las concentraciones de la solución de aminas.

En este apartado se analiza la optimización del proceso a partir de los parámetros de la amina, el absorbedor y el regenerador.

9.3.1 OPTIMIZACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE AMINA

La concentración de amina típica de estos procesos con mezcla o sin mezcla de otras aminas es de un 50% p/p. Aunque, como se observa más adelante, en ciertos casos existen otras variantes que se ajustan mejor al proceso. La Figura 25 muestra las distintas concentraciones de una solución de MDEA de 40% en peso con distintas concentraciones relativas de Piperacina.

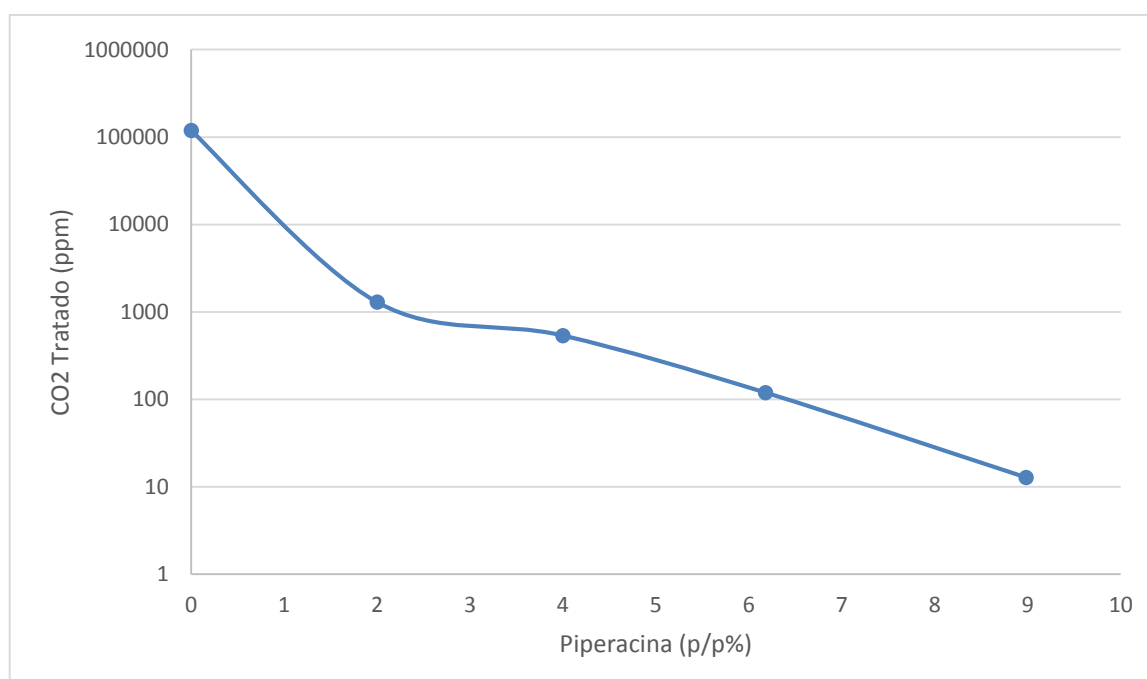


Figura 25: Efecto de la concentración de la piperacina en una solución de MDEA(40p/p%) con la concentración de CO₂ del gas tratado.

Es evidente que a partir de la Figura 25, es necesario una concentración de Piperacina de al menos un 4% para obtener concentraciones de CO₂ menores de 1000 ppm y en torno a 5 %, 6% para obtener una concentración de CO₂ <100 ppm. En vista a estos resultados, se advierte de la importancia de la concentración de Piperacina en el rendimiento del tratamiento. Desafortunadamente, la Piperacina posee un carácter volátil, por lo que durante la absorción, su concentración tiende a disminuir con el tiempo más rápido de lo que lo hace la MDEA. La

concentración de la Piperacina representa un factor crítico del proceso, y es por eso por lo que es tan importante controlar la fortaleza de la solución de MDEA con Piperacina. El rendimiento de la planta dependerá de manera crítica en el mantenimiento de las concentraciones adecuadas de los ingredientes de los disolventes. La planta requiere un control exhaustivo de la concentración de amina en la solución, para ello se establecen muestreos de solución amínica durante la operación del proceso. Se incorpora a la unidad de inyección de agua dos corrientes de MDEA y Piperacina que actúan cuando disminuye su concentración en la corriente de solución de amina.

Una vez se ha determinado la influencia de la Piperacina en la captura del CO_2 , es conveniente considerar los efectos de la amina MDEA en el gas tratado. Para ello es necesario considerar la proporción de MDEA que se va a utilizar. Uno de los inconvenientes mencionados en apartados anteriores es que la regeneración de una solución con gran concentración de amina MDEA implica un alto coste energético en la regeneración de la amina. Por ello, es necesario cuestionarse la posibilidad de utilizar una solución de menor concentración. (Optimized Gas Treating, 2010)

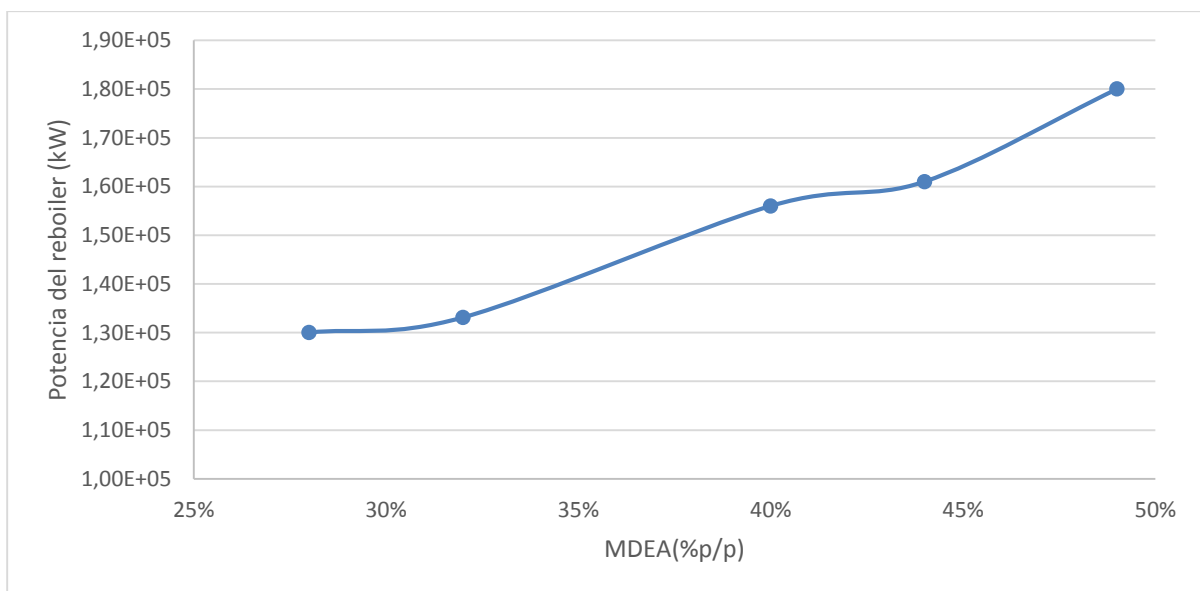


Figura 26 Potencia necesaria del reboiler en función del porcentaje en peso de la solución de MDEA

En la Figura 26 se observa que la influencia del aumento de la concentración de la solución de amina requiere una mayor inversión en el reboiler del regenerador. Cabe destacar que cuando la concentración de amina se encuentra a niveles bajos de entre el 25% y el 35%, la necesidad

de ampliar la potencia de los reboiler es mínima en comparación con una concentración superior de amina del 40%, 45% y 50%. Este cambio se debe al incremento del flujo de amina a regenerar, causando una demanda de energía mucho mayor. La optimización de este parámetro se realiza en conjunto con el caudal de operación de la solución de amina más la Piperacina.

La Piperacina, como ya se comentó previamente en la sección 5.1.2 se utiliza para mejorar la velocidad de reacción de la amina MDEA con el CO_2 . La velocidad de reacción de la Piperacina es aproximadamente 10 veces superior a la de la MDEA por separado. Estos resultados son fácilmente apreciables en la Figura 27 y Figura 28.

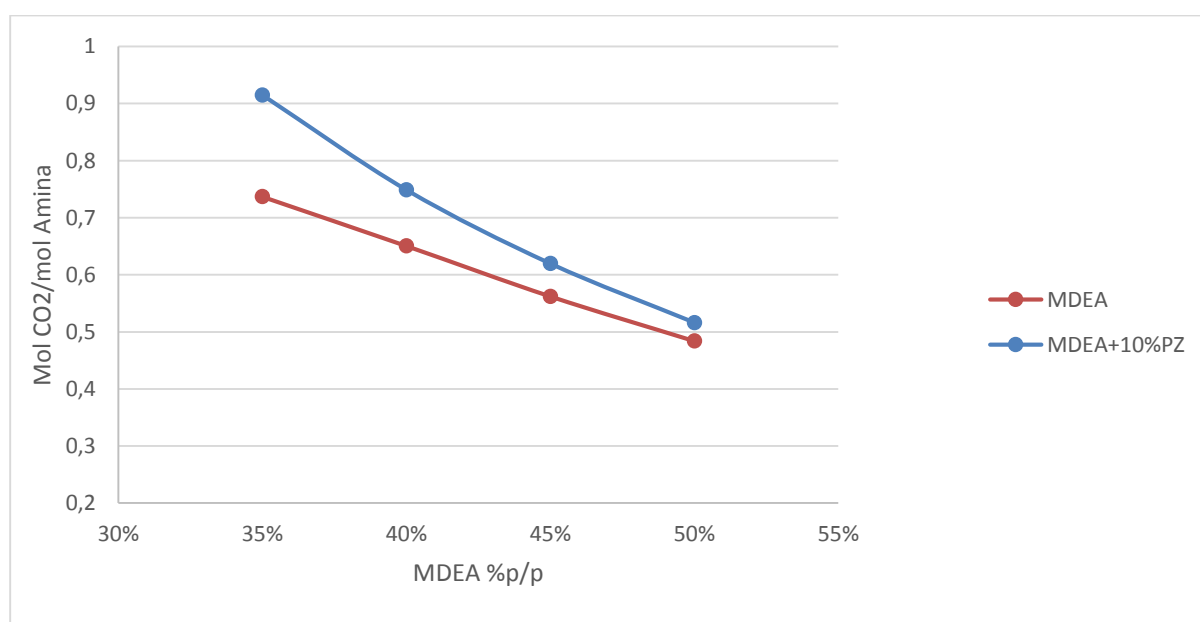


Figura 27 Comparativa de ratio de captura de CO_2 con piperacina y sin piperacina.

A simple vista se puede apreciar las ventajas de la implementación de la Piperacina en la solución de la amina MDEA. En la Figura 27 se observa un incremento notable de captura, reflejado en el ratio mol de CO_2 capturado por mol de amina utilizado, favorecido por el incremento de velocidad que le proporciona la Piperacina. La amina es capaz de capturar con un 20% mejor de eficiencia el CO_2 , lo que repercute de forma significativa en una mayor captura de CO_2 y por tanto menor concentración de esta sustancia en la corriente de gas dulce.

Sin embargo, ocurre el efecto contrario con la captura de H_2S . Al introducir la Piperacina en la solución amínica, se reduce mínimamente la captura de H_2S . La baja concentración de H_2S en

el gas natural de estudio hace que este inconveniente no se vea reflejado significativamente en las limitaciones de concentración de la corriente de gas endulzado.

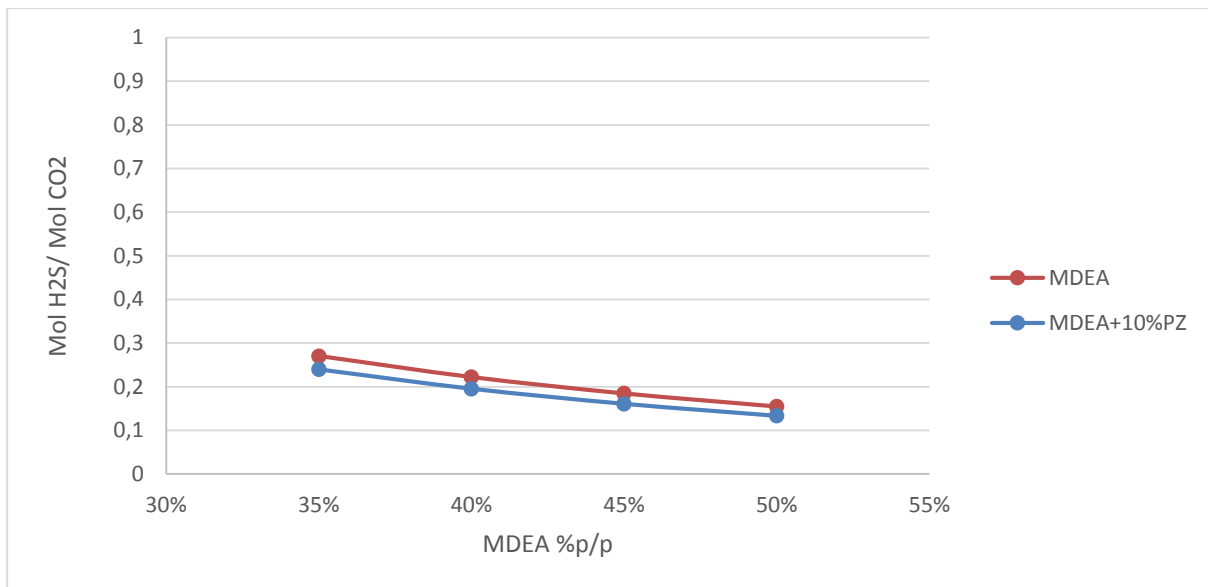


Figura 28: Comparativa de ratio de captura de H₂S con piperacina y sin piperacina

Las Figura 27 y Figura 28 muestran como en determinados procesos, al operar con una menor concentración de amina MDEA, se puede obtener mejores ratios de captura de gases ácidos. Estos datos han de ser evaluados comparándolos con las concentraciones de gases ácidos en la salida del gas dulce del absorbedor, ya que estos resultados muestran el ratio de captura en función de la solución de amina. Al disminuir ésta, lógicamente el ratio aumenta. Para ello se evalúa en la Figura 30 los efectos del ratio de captura con la concentración de amina y los gases ácidos en la corriente de gas dulce.

La incorporación de la Piperacina posee otras ventajas además del incremento de la velocidad de reacción. Cuando se emplea en conjunto con una concentración de amina baja, mejora la viscosidad de la solución. La resistencia del CO₂ a ser capturado es alta si su K_L es alta. Esto puede producirse al utilizar solventes con alta concentración de aminas. Trabajar con altas concentraciones de aminas puede ocasionar una disminución de los coeficientes de transferencia de masa en fase líquida y dar lugar a un efecto negativo en la absorción de CO₂.

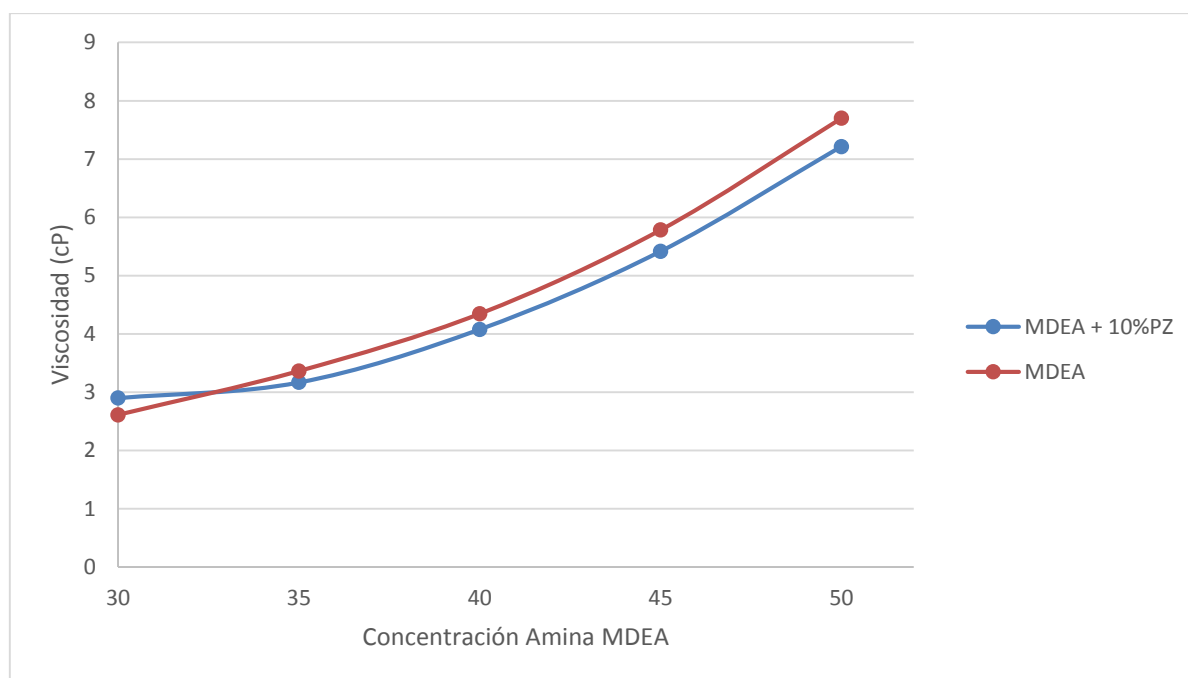


Figura 29:Comparativa de solubilidades entre MDEA y MDEA+PZ

La Figura 29 muestra el efecto la variación de la viscosidad de la solución MDEA al añadir un 10% de Piperacina. A simple vista, se puede destacar la influencia que tiene la Piperacina, reduciendo la viscosidad de la solución y por tanto se mejora la capacidad de absorción de CO_2 en la solución.

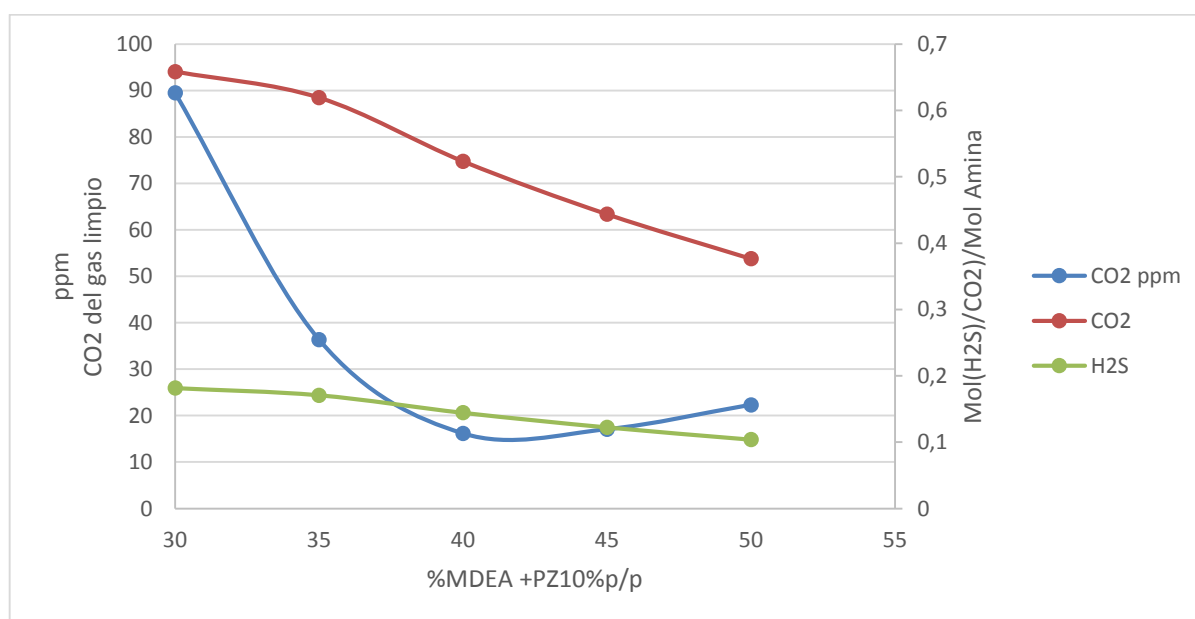


Figura 30:Efecto de la solución de amina en la absorción de CO_2 .

La mayor capacidad de absorción de mol de CO_2 por mol de solución de amina se observa con una concentración de MDEA de un 30%. Con un valor menor a 90 ppm de CO_2 , representa una composición ideal para el proceso de endulzamiento. Por otro lado, a pesar de que las concentraciones de 35%, 40% y 45% poseen un menor ratio de captura, se han considerado en la optimización que se resume en la Tabla 7, valorando globalmente los parámetros del proceso más importantes.

9.3.2 OPTIMIZACIÓN DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

La optimización de la columna de absorción se lleva a cabo mediante la optimización de los parámetros operativos de la temperatura de solución de la amina que entra por cabeza en el absorbedor y de la presión del absorbedor. En la torre de absorción se pone en contacto una corriente gaseosa de gas natural con la solución acuosa de amina. El contacto entre estas dos fases produce la transferencia de los gases ácidos contenidos en el gas al líquido, al presentar este mayor afinidad con las aminas. En este proceso se busca que el contacto entre las dos corrientes sea el máximo posible, para ello se opera a alta presión y baja temperatura.

9.3.2.1 Temperatura de la solución de amina

La temperatura de la solución acuosa viene marcada por múltiples factores. La disminución de la temperatura mejora la efectividad de las reacciones que se llevan a cabo en el absorbedor, consiguiendo que las concentraciones de gases ácidos sean transferidas de la corriente gaseosa a la solución de la amina. Por el contrario, la solución acuosa se encuentra a alta temperatura, ya que proviene del intercambiador de amina-amina posterior a la columna de regeneración. Esta temperatura se reduce con la introducción de un intercambiador enfriador que consigue alcanzar la temperatura deseada a la entrada de la columna de absorción.

La optimización de este proceso se resume en la Figura 36, donde se establece que la temperatura ideal se encuentra entre los 27°C y los 29°C.

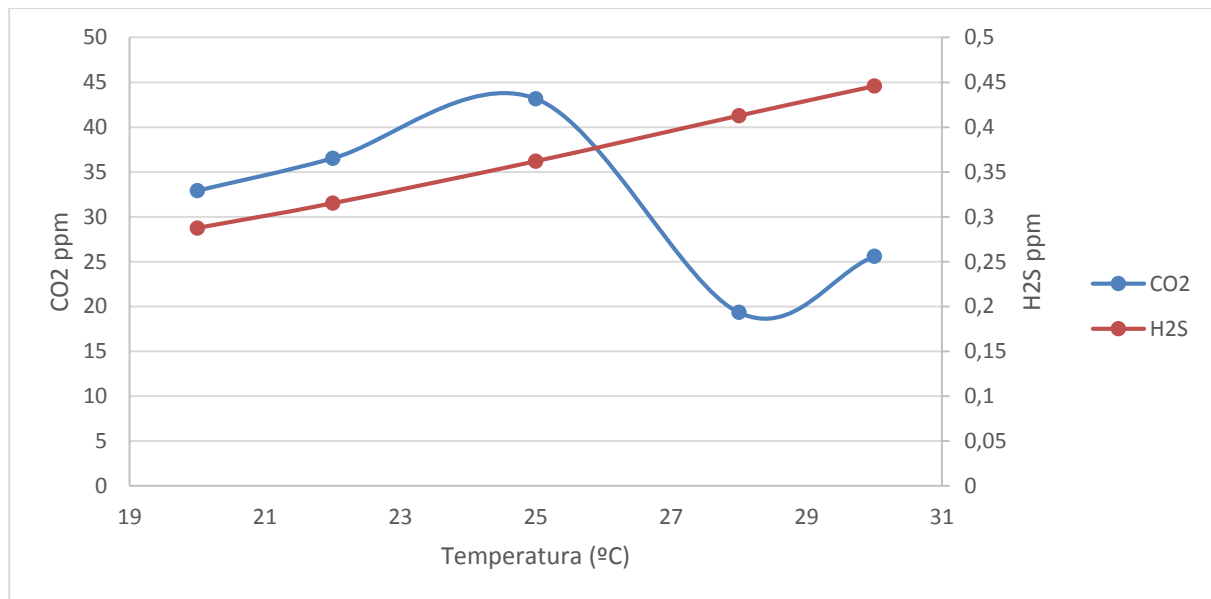


Figura 31: Efecto de la temperatura de la solución en las concentraciones de gas ácido del gas dulce.

9.3.2.2 Presión del absorbedor

La presión en el absorbedor afecta significativamente al rendimiento de la instalación. Durante el tiempo de operación del proceso la presión nominal puede sufrir cambios. Una disminución de la presión puede dar lugar al incumplimiento de las especificaciones del gas natural. En la industria se suele asociar este parámetro a la presión del yacimiento. En la planta de Gorgon la presión de gas del yacimiento se encuentra aproximadamente a 400 bar, por tanto teniendo en cuenta el transporte del gas y la estructura de la instalación de la planta, la simulación del proceso se ha optimizado a 60 bar. La influencia de la presión del absorbedor en el proceso se estudia posteriormente en la sección 9.5.

9.3.3 OPTIMIZACIÓN DE LA COLUMNA DE REGENERACIÓN

La optimización de la columna de regeneración se lleva a cabo mediante la modificación de los parámetros operativos de la misma. En este caso se evalúan por separado la influencia de la temperatura de la corriente de amina pobre en la columna y la potencia del reboiler en el proceso.

9.3.3.1 *Temperatura de entrada a la columna*

La temperatura de entrada en la columna de absorción se diseña tomando la temperatura de la corriente de salida caliente, del intercambiador de amina-amina, que se encuentra en un intervalo de los 80°C y los 120°C (Arthur Khol, 1997). Cuanto mayor es dicha temperatura, menor es la diferencia con la temperatura del reboiler y por tanto implica un menor gasto energético. Mantener la temperatura elevada facilita la regeneración de la amina, por el contrario un exceso de temperatura puede ocasionar problemas en el dimensionamiento del intercambiador de amina-amina pudiendo llegar a producirse fallos críticos por un cruce de temperaturas dentro del intercambiador.

En el supuesto caso de querer aumentar la temperatura de la columna, es necesario aumentar la temperatura que sale por fondo de la columna y por tanto incrementar la potencia del reboiler. En este proyecto se ha descartado la opción de utilizar como temperatura nominal 120°C debido a los problemas de convergencia en el simulador, por lo que se ha valorado únicamente las temperaturas entre 90°C y 85°C. La evaluación de estas temperaturas ofrece un consumo energético prácticamente idéntico, mostrándose ligeramente superior a los 90°C. Sin embargo, el caudal de gases ácidos que se extraen por el condensador de la columna, presenta un mejor resultado a 90°C. A esta temperatura, se consigue captar una mayor cantidad de gases ácidos que son eliminados de la corriente de reciclo, evitándose así la vaporización de la amina y problemas de corrosión y espumas en el reciclo.

Tabla 6: Efecto de aumento de la temperatura en la entrada de la columna de regeneración.

| <i>Temperatura</i> | Caudal (kmol/h) | CO₂ | H₂S |
|--------------------|------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 85°C | 8105 | 3263,88 | 911,81 |
| 90°C | 9090 | 3266,8 | 911,62 |

9.3.3.2 *Potencia del Reboiler*

La potencia del reboiler representa uno de los parámetros críticos de la instalación. El consumo de energía en este equipo representa 23% de la planta. Previamente, en la sección 9.3.1 se estudió la influencia de la concentración de amina en la solución con la energía necesaria del

reboiler para regenerar la misma. Los resultados muestran lógicamente que a mayor concentración menor energía se necesita en el reboiler ya que el caudal de amina es mucho menor. La optimización de este parámetro se lleva a cabo disminuyendo paulatinamente la potencia a la vez que el reciclo de amina, utilizando como límite la convergencia del regenerador en la simulación.

En vista a los parámetros estudiados y una vez establecidas las condiciones de optimización, se elabora una tabla a partir de los datos de la simulación del apartado 9.1. Los resultados muestran la optimización final de la planta. Se considera inicialmente una concentración de solución de amina de 24,67% p de MDEA con un 0,977% p de PZ.

Tabla 7 Optimización de los principales parámetros de la simulación

| <i>Solución de la amina (1e6kg/h)</i> | MDEA p/p | PZ p/p | CO2 ppm | H2S ppm | Potencia Rehervidor (1e5kW) |
|--|-----------------|---------------|----------------|----------------|--|
| 5,878 | 0,2467 | 0,00977 | 74,85 | 5,474 | 2,556 |
| 6,128 | 0,2848 | 0,009276 | 63,14 | 4,788 | 2,556 |
| 5,182 | 0,4832 | 0,0583 | 2,838 | 5,546 | 2,555 |
| 5,289 | 0,2774 | 0,05712 | 66,6 | 61,76 | 1,486 |
| 4,354 | 0,4006 | 0,03797 | 13,44 | 28,01 | 1,597 |
| 2,83 | 0,3528 | 0,08821 | 4,711 | 3,609 | 1,597 |
| 1,696 | 0,327 | 0,08175 | 25,79 | 0,79 | 1,582 |
| 1,409 | 0,327 | 0,1008 | 18,67 | 0,4967 | 1,582 |
| 1,385 | 0,327 | 0,1008 | 5,183 | 0,3960 | 1,331 |

La optimización comienza en primer lugar modificando los parámetros de presión, temperatura del absorbedor y del regenerador de la simulación inicial. Una vez se adecuan estos valores, se valora la modificación de la corriente y concentración de la solución de amina en función sus efectos en el proceso.

Al aumentar la corriente de la solución de amina, se mejora la retención de gases ácidos del CO₂ en el proceso de absorción. Sin embargo, este aumento de la corriente da como resultado un aumento en la energía utilizada de los rehervidores de la columna de regeneración. En

definitiva, aumenta el coste de operación del proceso y de la instalación. Por ello, la optimización de la planta se centra en la reducción de la corriente de reciclo de la amina.

La corriente de solución de la amina se optimiza al mismo tiempo que se modifican las concentraciones de las aminas. El concepto de emplear una mezcla de aminas está basado en su utilidad, selectividad y combinación de las ventajas de cada amina por separado. Anteriormente se determinaron las concentraciones en las que se desarrolla la optimización. La concentración final de la amina se realiza teniendo en cuenta sus valores máximos de concentración, así como los problemas relacionados con la corrosión de los equipos que intervienen en el proceso.

Tabla 8 Concentraciones mínima y máxima de MDEA y PZ. Fuente (Irina Rumyantseva, 2014)

| <i>P/P%</i> | MDEA | Piperacina |
|---------------|-------------|-------------------|
| <i>Mínimo</i> | 0 | 0 |
| <i>Máximo</i> | 50 | 25 |

La optimización de la simulación prosigue su curso hasta que se alcanza el límite recomendable del 12% (Piperazine Why it's used and How it works, 2008) de utilización de Piperacina. En este punto, la simulación converge, obteniendo una concentración final de un 32,7% de MDEA y de un 10,08% de PZ. Con estas concentraciones se consigue reducir aproximadamente en cuatro veces el caudal de reciclo, a la vez que se reduce a la mitad la energía necesaria de los rehervidores.

La Tabla 9 presenta las propiedades de las principales corrientes a la entrada de la columna de absorción.

Tabla 9 Propiedades de las corrientes de entrada en el absorbedor

| <i>Propiedades</i> | Corrientes | |
|----------------------|---|----------------------|
| | Gas natural a alimentación del absorbedor | Reciclo a Absorbedor |
| <i>Presión (kPa)</i> | 6100 | 6000 |

| | | |
|-----------------------------|-----------------------|-------------------------|
| <i>Temperatura (°C)</i> | 20 | 28,3 |
| <i>Caudal (kg/h)</i> | 541891,09 | 1385336,98 |
| <i>Componentes</i> | Composición | |
| | Fracción Molar | Fracción en peso |
| <i>Nitrógeno</i> | 0,0244 | - |
| <i>Dióxido de carbono</i> | 0,145 | 0,007 |
| <i>Sulfuro de Hidrógeno</i> | 0,04 | 0,0002 |
| <i>Metano</i> | 0,7571 | - |
| <i>Etano</i> | 0,008 | - |
| <i>Propano</i> | 0,0075 | - |
| <i>Isobutano</i> | 0,002 | - |
| <i>n-Butano</i> | 0,002 | - |
| <i>Isopentano</i> | 0,002 | - |
| <i>n-Pentano</i> | 0,002 | - |
| <i>Agua</i> | 0,01 | 0,5650 |
| <i>Metildietanolamina</i> | - | 0,3270 |
| <i>Piperacina</i> | - | 0,1008 |

La mejora de las condiciones de captura, da como resultado una mayor selectividad en la amina MDEA, la solución prácticamente duplica la capacidad de retención de gases ácidos en el proceso. Estos datos se recogen en la Tabla 10.

Tabla 10 Comparativa del ratio de captura durante la simulación

| | Simulación en el Origen | Simulación Optimizada |
|---|--------------------------------|------------------------------|
| <i>Ratio mol CO₂/ mol Aminas</i> | 0,2822 | 0,6684 |
| <i>Ratio mol H₂S/ mol Aminas</i> | 0,0778 | 0,1842 |

La optimización de la planta da como resultado un gas limpio de gases ácidos cuyas condiciones se recogen en la Tabla 11 . Este gas se encuentra en las condiciones idóneas para continuar su paso por el siguiente equipo de la instalación de la planta Gorgon de gas natural licuado.

9.3.4 CONCLUSIONES DE LA OPTIMIZACIÓN

La optimización de esta simulación se ha realizado minuciosamente, evaluando y valorando las causas y efectos de la modificación de los parámetros; tanto de forma global como individual en el proceso. La optimización de este proceso se ha caracterizado por la complejidad de la composición del gas natural del yacimiento Gorgon, con un 14% de contenido en CO₂, cuando las concentraciones de un yacimiento convencional de gas natural oscilan entre un 3% y un 8%.

Las mayores dificultades se han encontrado en primer lugar, en conseguir las especificaciones de purificación del gas y en segundo lugar, en optimizar la columna de regeneración del proceso.

El proceso exige alcanzar unos resultados de endulzamiento, que permita trasladar el gas al equipo de deshidratación sin poner en riesgo el deterioro de los equipos y del proceso. Finalmente la Tabla 11 resume las condiciones de gas natural tratado, objetivo de este proyecto.

Tabla 11 Propiedades de la corriente de gas endulzado

| <i>Propiedades</i> | Corriente endulzada |
|-----------------------------|----------------------------|
| <i>Presión(kPa)</i> | 6000 |
| <i>Temperatura(°C)</i> | 28,3 |
| <i>Caudal(kg/h)</i> | 347940,62 |
| <i>Componentes</i> | Fracción molar |
| <i>Nitrógeno</i> | 0,0303 |
| <i>Dióxido de carbono</i> | 0 |
| <i>Sulfuro de hidrógeno</i> | 0 |
| <i>Metano</i> | 0,9396 |
| <i>Etano</i> | 0,0099 |
| <i>Propano</i> | 0,0093 |
| <i>Isobutano</i> | 0,0025 |
| <i>n-Butano</i> | 0,0025 |
| <i>Isopentano</i> | 0,0025 |

| | |
|---------------------------|--------|
| <i>n-Pentano</i> | 0,0025 |
| <i>Agua</i> | 0,0009 |
| <i>Metildietanolamina</i> | 0 |
| <i>Piperacina</i> | 0 |

9.4 Diseño de los equipos de la simulación.

9.4.1 DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE ABSORCIÓN Y REGENERACIÓN.

El diseño de una planta de endulzamiento con aminas se centra alrededor de las columnas de absorción y regeneración. Una vez se ha determinado la composición ideal de las aminas, las condiciones de presión, temperatura y el caudal de reflujo de la solución, se busca optimizarlas con los siguientes parámetros: alturas, diámetros y tipo de la columna de absorción y de regeneración.

-Diseño de la columna de absorción:

La unidad de la columna de absorción es una de las unidades más importantes de la unidad de separación de gases ácidos. El diseño de este equipo se realiza acorde a las condiciones de trabajo nominales de la planta. Se diseña para tratar el volumen de gas natural en conjunto con el caudal de la solución química de aminas. La columna opera a la presión del gas natural de entrada, en este caso a 6100 kPa.

En el apartado 7 se comentaron los distintos tipos de columnas de absorción en función de su uso. Las columnas de platos perforados son probablemente las más utilizadas para el tratamiento con aminas. Se utilizan en procesos de alta presión donde las especificaciones del gas dulce se pueden lograr con unos 20 platos. Las columnas de platos permiten el manejo de los caudales con mucha más facilidad que las columnas empacadas. Las velocidades del gas y del líquido son mucho mayores que en una columna de relleno, lo que favorece la limpieza de los orificios de apertura en los platos. Por otro lado, se descartan las columnas empacadas debido a la mala distribución del líquido en el interior de la columna lo que ocasiona torres de grandes dimensiones, gran diámetro y altura para un menor caudal. A su vez, las torres de platos

pesan menos que las torres empacadas, por lo que utilizar una torre de platos disminuye el coste en los apoyos, soldaduras y paredes de la columna.

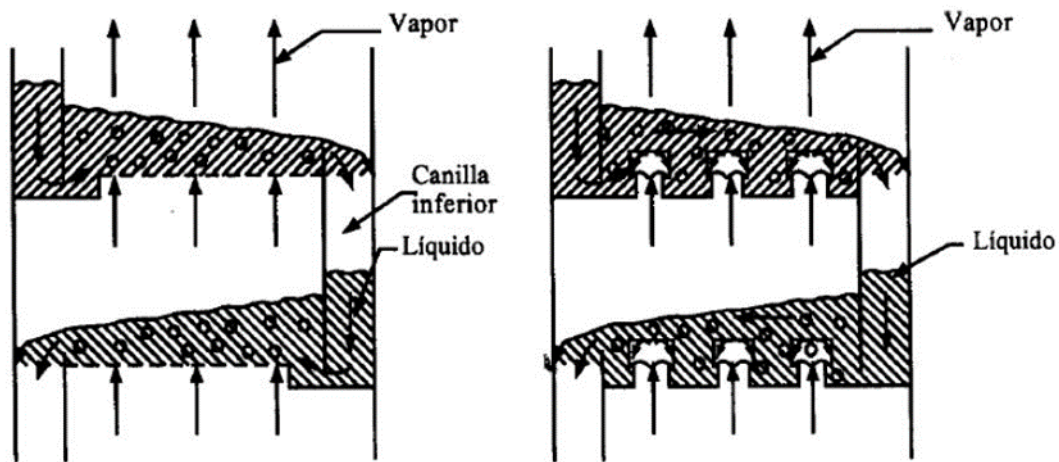


Figura 32: Columnas de platos perforados y de capuchón burbujeo

El diseño de la columna de absorción se realiza con la función *Try-sizing* de *Hysys*. En este caso se opta por una columna de platos de campanas de burbujeo debido a que este diseño se exige de mantener una caída de presión específica en la columna, tal y como ocurriría en una columna de platos perforados. El resultado de la simulación es una columna de 13,2 m de altura. El diámetro de la torre depende de los caudales máxicos del gas y el líquido. Al ser distintos estos caudales les corresponde un diámetro diferente para cada sección. El coste de producción de una columna de distintos diámetros es mayor que el de un único diámetro, por este motivo se utiliza el mayor diámetro, en este caso de 5,18 m con un espaciamento entre platos de 0,6069 m.

-Diseño de la columna de regeneración:

El diseño de la columna de regeneración se compone de tres partes: la columna, el condensador y el rehervidor. El diseño de la columna sigue la misma metodología que en la columna de absorción. El caudal de la corriente de entrada a la columna es menor que el conjunto de los caudales de la columna de absorción. Sin embargo, debido al proceso de regeneración de la amina, las dimensiones de esta columna suelen ser mayores que las de la columna de absorción.

La columna de regeneración se diseña de la misma forma que la columna de absorción. La opción de *Try-sizing* de *Hysys* ofrece el dimensionamiento para una columna empacada, de platos perforados, de platos de válvula y de burbujeo por capuchón.

En este caso se opta por una configuración de 25 platos de válvulas. Este tipo de configuración es el punto intermedio entre los platos perforados y los platos de capuchones, cada agujero de los platos tiene una válvula que se eleva ante el paso de vapor. Este tipo de configuración tiene su principal ventaja en la flexibilidad, que se ve favorecida cuando se opera por debajo del régimen nominal del proceso, repercutiendo en un ahorro considerable de energía. El resultado de la simulación ofrece un diseño de diámetro de 6,096 m y de una altura de 15,24 m.

El condensador se diseña utilizando el software de *Aspen Exchanger Design and Rating*. Esta herramienta es capaz de diseñar de forma precisa los intercambiadores de calor de la planta. En este proyecto se utiliza para calcular el condensador y rehervidor de la columna de regeneración, el intercambiador amina-amina y el enfriador previo a la columna de absorción.

El programa *Aspen Exchanger Design and Rating* está configurado por defecto para el diseño de los intercambiadores de calor, por lo que el diseño del condensador y del rehervidor requiere una dificultad adicional ya que es necesaria la recopilación manual de datos y la convergencia de los resultados.

En el diseño del condensador se toman las corrientes de salida por cabeza de la columna de regeneración. Se configura el modo de condensación de tipo normal del lado caliente del intercambiador y en el lado frío se limita el módulo de la aplicación a líquido sin cambios de fase. Después se simula el proceso que converge en un condensador de tipo BEM con un solo paso por tubos de forma triangular. El condensador tiene un diámetro de 1,067 m y una altura de 4,043 m.

El último equipo que se diseña en esta sección de la columna de regeneración es el rehervidor. El rehervidor es un intercambiador de calor que se sitúa en el fondo de la columna de regeneración y cuyo único propósito es vaporizar parte de los líquidos que se encuentran en el fondo de la columna. El rehervidor consigue mantener la cantidad de gas necesaria para que se produzca la captura de los gases ácidos que salen por cabeza y a su vez realiza la regeneración de las aminas. El rehervidor es un parámetro clave del proceso de la unidad de separación de gases ácidos y por ello es necesario realizar con precisión su dimensionamiento.

En primer lugar, el diseño del rehervidor se realiza modificando el solver de la columna de regeneración a *Modified Hysym Inlet/Outlet*. Este módulo permite obtener unos cálculos de transferencia de masa de menor incertidumbre a la vez que permite la incorporación de otros equipos en el “subflowsheet” de la columna de regeneración. El rehervidor no se puede importar directamente a la interfaz del *Aspen Exchanger Design and Rating*, por lo que se simula el trabajo del rehervidor empleando un intercambiador de calor unido a un “flash”. Este paso se realiza de forma simple, definiendo las corrientes de entrada al intercambiador de calor como si fuese la entrada del reboiler y de la salida del “flash” con la entrada de la corriente del reboiler en la columna, tal y como se observa en la Figura 33.

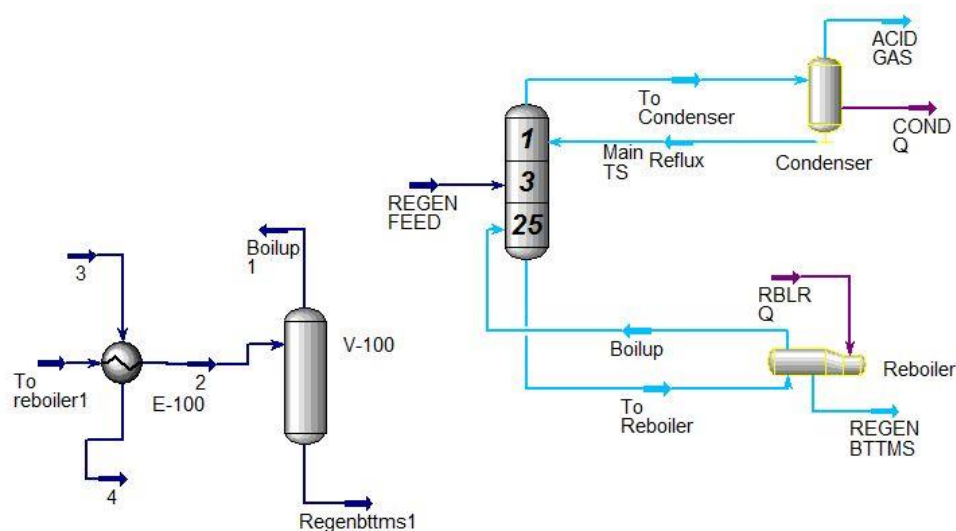


Figura 33: Dimensionamiento del rehervidor

Una vez definido el intercambiador se importan los datos al programa *Aspen Exchanger Design and Rating*, se comprueba que todos los datos son los correctos y se introducen las configuraciones de las corrientes del lado caliente y frío, imponiendo una corriente en estado líquido en el lado caliente y configurando la aplicación en el modo de vaporización de intercambiadores inundados o tipo kettle. Finalmente se inicia la simulación, que converge en un intercambiador de tipo kettle de 7,69 m de longitud con un diámetro de carcassas de 2,43 m y 3,04 m.

9.4.2 DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR:

El diseño de los intercambiadores de calor se lleva a cabo utilizando la herramienta *Aspen Exchanger Design and Rating* del mismo modo que en cálculo del condensador y rehervidor del apartado anterior. El programa toma las condiciones de las corrientes generadas en la simulación de *Hysys* y genera un intercambiador de calor acorde a las especificaciones técnicas del mismo.

-Intercambiador amina-amina:

El diseño del intercambiador de amina-amina se realiza siguiendo el procedimiento anteriormente mencionado. Se importan los datos del archivo *Hysys* al programa *Aspen Exchanger Design and Rating*, se comprueba que las corrientes de fluido caliente y frío han sido tomadas correctamente, y se inicia el programa.

El programa evalúa las múltiples opciones en las que se puede dar dicho proceso y escoge la más eficiente. En este caso, la optimización ofrece un intercambiador de lámina y tubo fijo (tipo BEM). Este intercambiador no tiene apenas diferencia entre ambos extremos, es de un paso en tubo y carcasa, lo que limita la velocidad de dentro de los tubos a la vez que reduce el coeficiente de transferencia de calor. Esta versión de intercambiador es muy popular debido a que esta formado por una placa tubular fija y la carcasa puede ser extraída para poder limpiar el interior de los tubos. El intercambiador está formado por cuatro intercambiadores conectados en paralelo y dos en serie, con un diámetro de 1,42 m y una longitud de 5,29 m. Contiene 1000 tubos distribuidos en formación triangular de 1,9 cm de diámetro y separados a una distancia entre ejes de 2,381 cm.

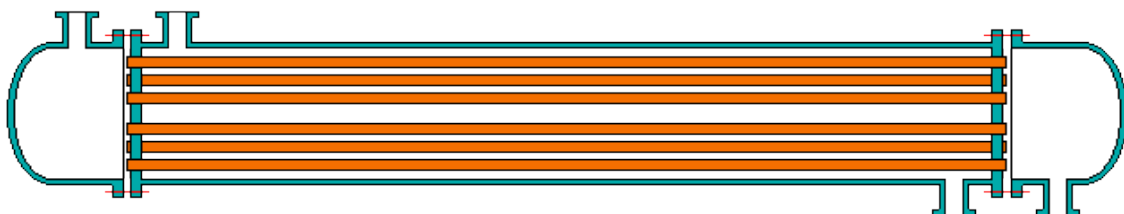


Figura 34: Intercambiador tipo BEM (Page, 2015)

El intercambiador de amina amina es uno de los equipos críticos del proceso. La elaboración de un correcto estudio de sus condiciones de trabajo nominales garantiza el correcto funcionamiento de la planta. La capacidad de operación de la planta se encuentra limitada por este equipo. Un aumento o disminución de la corriente a tratar, puede llegar a generar cruces de temperatura en el interior del intercambiador, dando lugar al deterioro del equipo a la vez que inhabilita el proceso.

-Enfriador

El enfriador esta situado entra la bomba de reciclo y el tanque de reposición de agua y aminas. El objetivo del equipo es disminuir la temperatura de la corriente a la temperatura ideal de entrada en la columna de absorción. Este equipo se diseña siguiendo los mismos pasos que en el intercambiador de amina-amina, utiliza una corriente de agua de 1,7e6 kg/h para disminuir en 45,68 °C la corriente de reciclo de 1,38e6 kg/h.

El dimensionamiento del equipo da como resultado un intercambiador de tipo BEM dispuesto de forma horizontal, en cuyo interior se encuentran dos intercambiadores unidos en paralelo con uno en serie. Tiene una longitud de 5,78 m y un diámetro de 1,67 m.

9.4.3 DISEÑO DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN

El simulador *Aspen Hysys* es un software de simulación muy completo, pero escasean los recursos necesarios para diseñar una bomba de forma precisa. Este proyecto busca asemejarse en la mayor medida posible a un proyecto real. Por lo que en este caso ante la falta de medios para diseñar la bomba, se ha optado por utilizar una bomba de un catálogo comercial de la empresa Flowserve.

El proceso de elección de la bomba es sencillo, el único requisito que han de satisfacer las bombas es el cumplimiento de todas las características de la bomba de la simulación. En este caso, la bomba ha de estar preparada para evitar la corrosión y ha de tener la capacidad de manejar un caudal de 1400 m³/h a una temperatura de 45 °C y una presión de 60 bar.

No hay muchas bombas que cumplan estas características, el catálogo de Flowserve ofrece en su mayoría bombas de baja presión en torno a los 15 bar y 20 bar o son pequeñas y tienen un flujo de caudal reducido, menor de 150 m³/h. Sin embargo, hay una bomba que cumple todos los requisitos. La bomba HPX (OH2), fabricada por la empresa EDP. Tiene un caudal máximo de 2000 m³/h, puede operar hasta los 80 bar de presión y en un intervalo de temperaturas bastante amplio, entre -160 °C y 450 °C.

9.4.4 DISEÑO DE LOS TANQUES FLASH

El proceso de la unidad de gases ácidos se caracteriza por tener dos separadores o tanques flash. El primero se encuentra al comienzo de la planta y su objetivo es el de extraer las fracciones líquidas y condensado que ha podido formarse durante el transporte del gas. Este equipo se diseña utilizando la opción *Vessels Sizing* de la interfaz de *Hysys*. Este apartado permite elegir un número determinado de especificaciones del separador, a través de las cuales genera el diseño del mismo. Existen múltiples opciones, desde escoger la orientación vertical u horizontal del separador hasta elegir el ratio de longitud/ diámetro, el tiempo de residencia de las corrientes o los materiales de construcción. El diseño de este primer separador resulta en un diámetro de 5,486 m con una altura de 19,2 m construido en acero al carbono y un tiempo de residencia de 5 s.

El segundo separador del proceso se encuentra a la salida de la corriente de aminas rica, después de la válvula de paso. La función principal de este equipo es de extraer los hidrocarburos ligeros de la corriente de amina rica, esta fracción que sale por cabeza del separador se denomina “fuel gas” y puede ser reutilizada en otros equipos de la planta de LNG. El diseño de este equipo se lleva a cabo de la misma forma que el anterior, utilizando la opción de *Vessels Sizing* de *Hysys*. Para ello, se toma como referencia los mismos parámetros que fueron modificados en el separador inicial. Finalmente, se obtiene un separador vertical construido de acero al carbono de 3,535 m de diámetro con una longitud de 18,4m y un tiempo de residencia de 5 s.

9.4.5 TANQUES DE AGUA Y AMINAS

La vaporización del agua en el rehervidor de la columna de regeneración hace que sea indispensable establecer un flujo continuo de agua en el reciclo de la solución de amina. Los cálculos de la simulación indican que se necesita un flujo continuo de 88,88 m³/h de agua, esto quiere decir que se consumen al día aproximadamente unos 2150 m³/h. Si se tiene en cuenta que es necesario disponer de un abastecimiento continuo para 5 días, se calcula que es necesario tener un tanque de agua en la instalación de 10 000 m³.

El proceso de endulzamiento con aminas tiene su base en un circuito de solución amínica. El proceso ideal establece la captura de los gases ácidos en la etapa de absorción y la regeneración de la amina en la columna de regeneración, sin la pérdida de aminas en el gas dulce y en el separador. Sin embargo, en la simulación no ocurre lo mismo, y se producen pérdidas de MDEA de 0,8359 kg/h y de Piperacina de 0,516 kg/h por lo que es necesario incorporar un tanque de inyección de aminas en función de la concentración de solución de aminas de reciclo. Cabe destacar que este problema no se ha detectado durante la simulación dinámica, pero que como en este caso la planta se modeliza para un periodo de amortización de 20 años es necesario incorporar en este proyecto el tanque de aminas.

En la simulación se demuestra que la variación de un 2% del caudal de aminas afecta gravemente a la concentración de gases ácidos del gas dulce, superándose el límite de 100 ppm de CO₂ en el gas dulce. Para calcular el volumen necesario de los tanques de aminas se opta por establecer un control de inyección de aminas cuando el caudal disminuye un 1,5%. En el caso de la MDEA se pierde el 1,5% (6,53 m³/h) del caudal al cabo 8170 h de operación por lo que se establece un tanque para el reciclo de 10 m³. El caudal de Piperacina es aproximadamente la mitad del de MDEA y pierde un 1,5% (3,15 m³/h) de su caudal al cabo de 3932,46 h por lo que es necesario incorporar un tanque a disposición de la planta de 10 m³.

9.5 Análisis de sensibilidad de los parámetros de operación y diseño.

Un análisis de sensibilidad de un proceso, consiste en la variación sistemática de un parámetro operativo que afecta al resultado de la simulación, con el fin de obtener los intervalos de

operación en los que el proceso funciona correctamente. Para ello, en este estudio se toman en consideración aquellas configuraciones que permiten extraer las concentraciones adecuadas de CO_2 y H_2S . Para alcanzar este objetivo, se analizan las diferentes variables operativas identificadas en la etapa inicial de la simulación, para precisar cuáles de estas variables afectan en mayor medida al proceso y a la calidad del gas.

Únicamente es posible analizar aquellas variables que se pueden modificar en el simulador. Estas variables pueden ser manipuladas de forma ilimitada, por lo que ofrecen la versatilidad necesaria en reproducción de la labor de la operación en un proceso real. A su vez se analizaron las variables de diseño resultantes del análisis de grados de libertad del simulador y de la especificación de las variables de diseño.

Las variables designadas para su análisis son: la temperatura de la solución de amina, la presión del absorbedor y el flujo de la solución acuosa de la amina. En las Figura 35 y Figura 36 se pueden apreciar los efectos que tienen en la calidad del gas endulzado.

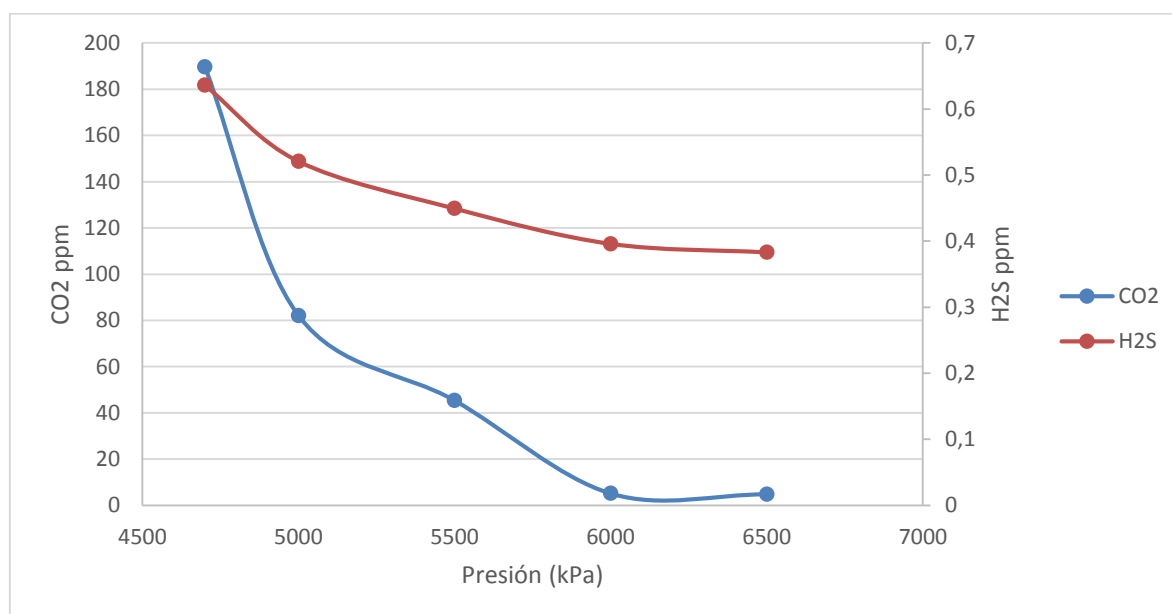


Figura 35: Efecto de la presión de alimentación en las concentraciones de gas limpio.

La Figura 35 muestra como un aumento de la presión, favorece considerablemente la reducción del contenido de CO_2 . Mientras que la concentración de H_2S , apenas se ve alterada. Normalmente las plantas de endulzamiento operan a presiones elevadas debido a la presencia de esta variable de operación. Trabajar en un proceso de endulzamiento con altas presiones

implica un mayor gasto en el control y mantenimiento de equipos. A su vez, la versatilidad de la planta se ve alterada debido a la necesidad de implantar selectivas bombas de presión que permitan manejar grandes caudales y lograr la presión de la columna de absorción. Por otro lado, se necesita incorporar válvulas de control, de mejor precisión, que operen según las condiciones establecidas del regenerador.

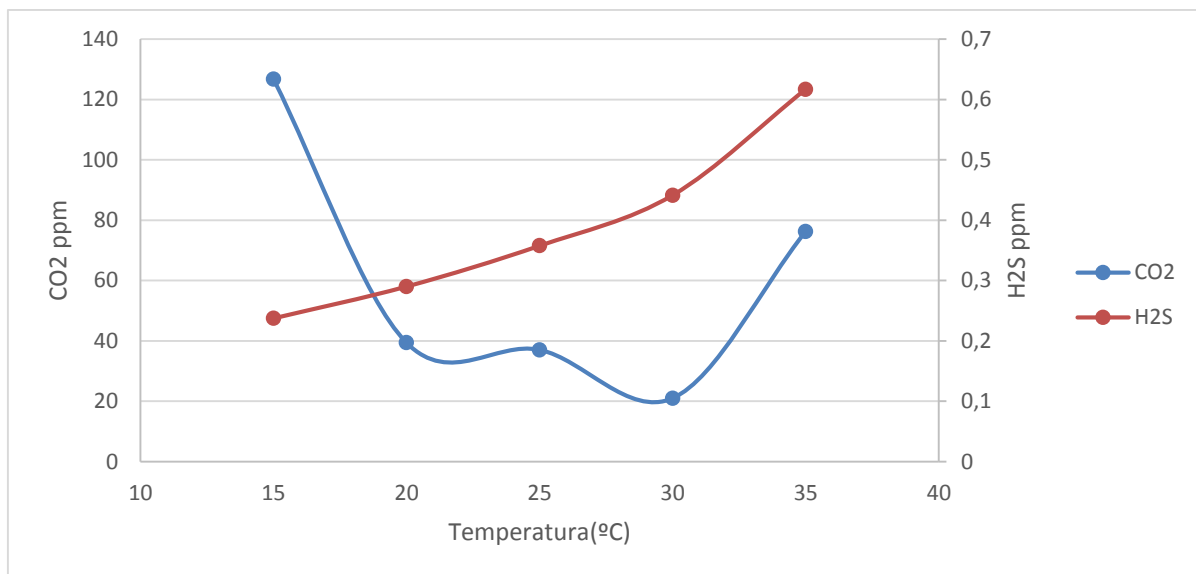


Figura 36 Efecto de la Temperatura de la solución de amina en la alimentación del absorbedor, en las concentraciones de gases ácidos del gas limpio.

La Figura 36 muestra un gráfico de la variación de la temperatura de la amina y su repercusión en las concentraciones de gases ácidos a la salida de la columna de absorción. En esta figura se puede observar que el aumento de la temperatura de la solución tiene una tendencia desfavorable para la concentración de H₂S del gas endulzado. Un aumento de temperatura de la solución acuosa de la amina podría repercutir en un aumento de las tasas de corrosión en la torre de absorción. Sin embargo, no ocurre lo mismo con la concentración de CO₂, un aumento o disminución significativa de la temperatura repercute de forma negativa a la calidad del gas dulce. Por tanto, es evidente mantener esta variable en un rango adecuado para que no cause efectos negativos en la calidad del gas y en los equipos. Con las condiciones específicas de este proceso se establece que el intervalo de operación de este parámetro se encuentra entre los 20 °C y los 30 °C .

En la Figura 37 la tendencia del flujo de la solución amina sugiere un aumento de las concentraciones de gases ácidos conforme disminuye el caudal de la solución. Este parámetro es considerado uno de los más importantes dentro de la simulación debido a su repercusión en los costes operativos del proceso. La especificación de la cantidad de flujo esta fijada en conjunto con los demás parámetros comentados previamente. Además en la Figura 37 se puede observar como al principio, un aumento del caudal tiene como resultado una considerable reducción en la concentración de CO_2 del gas dulce. Pero si se continua este aumento se estabiliza la captura de dichas concentraciones llegando al límite en el cual apenas se notan las consecuencias del aumento del caudal llegando incluso a decrecer la eficiencia en la captura. En la extracción al provocar que el contenido en CO_2 en el gas dulce aumente trae como consecuencia que el agente absorbedor se vuelva corrosivo y el gas dulce exceda los límites de especificación. Respecto al comportamiento del flujo de solución de amina con las concentraciones de H_2S en el gas dulce, se puede decir que ocurre lo mismo que con los otros parámetros estudiados. Apenas hay diferencia con el aumento de flujo de la solución. Esto se debe principalmente a la alta concentración de CO_2 a tratar (14%) en comparación con el H_2S (4%) Tabla 8 de gas natural. Estas condiciones implican diseñar el proceso en remover las altas concentraciones de CO_2 que, en su afán por lograr estos objetivos, se consigue extraer sobradamente el H_2S .

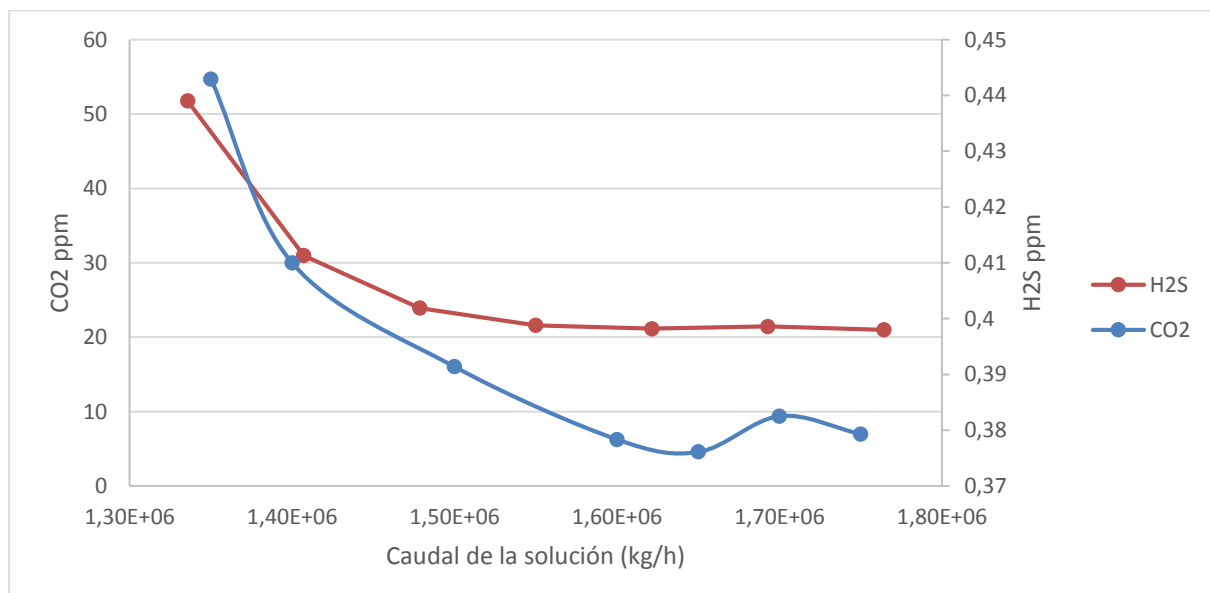


Figura 37 Efecto del caudal de la solución de amina, en la concentración de gases ácidos del gas limpio.

Uno de los parámetros más importantes es el correcto estudio del dimensionamiento de los equipos. Para valorar este factor se ha configurado la Figura 38, donde se resume la variación del caudal de alimentación en forma de porcentaje, siendo el caudal estipulado de la Tabla 9 el 100%. Se realizan diferentes configuraciones de caudal, con el objetivo de simular picos y valles de demanda de gas natural a procesar, para ello se establecen distintos regímenes de operación que van desde el 80% hasta el 110%.

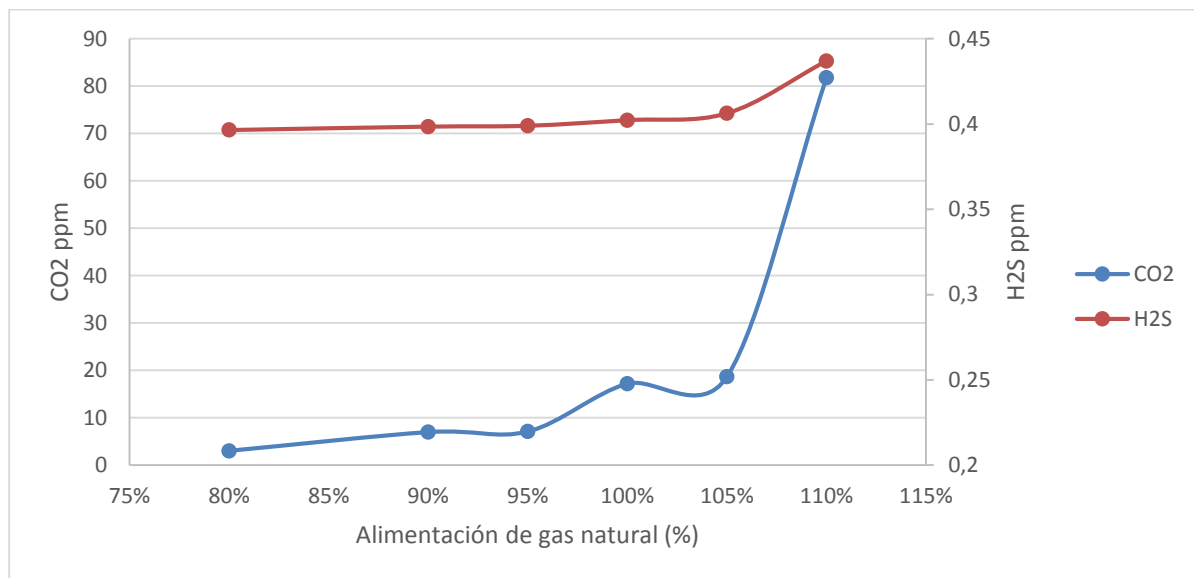


Figura 38: Efecto de la alimentación del gas natural en la calidad del gas dulce.

El resultado de este estudio permite diagnosticar favorablemente la capacidad de operación de la planta a regímenes superiores al 10% de su caudal nominal. Esto quiere decir que con esta configuración la planta simulada, podría tratar gas natural de pozos colindantes a la planta Gorgon satisfaciendo la demanda de gas natural.

Después de haber observado las tendencias y los efectos de algunas de las variables que podían ser modificadas en los módulos de simulación, se pueden definir los intervalos de operación del funcionamiento del proceso.

Tabla 12 Rango adecuado de operación de las variables de optimización del análisis de sensibilidad.

| <i>Variable</i> | <i>Intervalo</i> |
|---------------------------------------|---|
| <i>Temperatura (°C)</i> | 20<T<30 |
| <i>Presión (kPa)</i> | 5000<P<6000 |
| <i>Caudal (kg/h)</i> | 1,3x10 ⁶ <C<1,35x10 ⁶ |
| <i>Alimentación de gas natural(%)</i> | 80<F%<110 |

9.6 Resultados y recomendaciones.

La aplicación de distintos análisis de sensibilidad a la optimización, permitió obtener las condiciones óptimas de operación de las columnas de absorción y regeneración de la unidad de separación de gases ácidos de la planta Gorgon. Conforme a los resultados obtenidos, se pueden definir las condiciones de operación que ofrecen un mayor rendimiento al proceso de endulzamiento, ya que se redujo de manera significativa la cantidad de dióxido de carbono y de sulfuro de hidrógeno en la corriente de salida de gas natural.

La temperatura de la solución de MDEA-PZ que se obtuvo de la optimización prevé reducir las pérdidas de esta por vaporización que se pueden presentar, en un momento dado, durante la operación de la columna de absorción. Adicionalmente, el control de la temperatura permite mejorar la eficiencia en la captura de los gases ácidos y gestionar la corrosión de los equipos.

Las presiones encontradas en la simulación dependen fundamentalmente de las condiciones de los yacimientos y han de ser tratadas con cautela, ya que limitan la posibilidad de que cantidades de aminas sean acarreadas en la corriente de gas limpio, por lo que se evita la contaminación del mismo y la pérdida de la solución de aminas.

Cabe destacar que los parámetros operativos obtenidos requieren de un estudio económico más preciso antes de pasar a su prueba en planta, ya que la mayoría de decisiones operativas en este tipo de plantas dependen en gran medida de los costes de operación.

A su vez, es necesario estudiar la repercusión que estas condiciones de operación tendrán en los demás equipos de la planta de separación de gases ácidos, de manera que se obtenga una adecuada producción de gas dulce de la calidad estipulada. Para ello, se recomienda un estudio detallado de la operabilidad de la planta en su totalidad.

10 Bibliografía

- Anand B. Rao, E. S. (s.f.). Evaluation of potential cost reductions from improved amine based CO₂ capture systems. *ELSEVIER*.
- Arthur Khol, R. N. (1997). Gas Purification.
- Australia, G. o. (2012). *Environmental Assesment Report*.
- Chempack. (27 de 4 de 2015). <http://www.petro-catalyst.es/>. Obtenido de <http://www.petro-catalyst.es/3-1-molecular-sieve.html>
- company, T. D. (2004). *Selexol Solvent for gas Treating*.
- Eleonora Erdmann, L. A. (2012). ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS. SIMULACIÓN DEL.
- Eleonora erdmann, L. A. (2012). Endulzamiento de Gas Natural con Aminas. Simulación del Proceso y Análisis de Sensibilidad Paramétrico. *Avances de Ciencia e Ingeniería*. (May 2014). *Gorgon a Project Update Edition 2*.
- Heinz Kotzot, C. D. (s.f.). LNG LIQUEFACTION, not all plants are created equal. *KBR*.
- Irina Rumyantseva, S. W. (2014). Acid Gas Cleaning using Amine Solvents: Validation. *Aspen Technology*,.
- James J. Carberry, J. R. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill.
- John Polasek, J. A. (1982). *Selective Absorption Using Amines*.
- Matches Engineering Company. (2005).
- Max S. Peters, K. D. (1991). Plant Design And Economics For Chemical Engineers. *McGraw-Hill, Inc.*
- Optimized Gas Treating, I. (2010). Generic MDEA? When, and What Strength? *The CONTACTOR*.
- Page, E. (19 de Mayo de 2015). Obtenido de Engineering page: http://www.engineeringpage.com/heat_exchangers/tema.html
- PDVSA. (1997). *Manual de diseño de proceso*. PDVSA.
- Piperazine Why it's used and How it works. (2008). *The Contactor*.
- R. Scott Alvis*, N. A. (2012). *CO₂ Removal from Syngas Using Piperazine-Activated*. Athens, Greece.
- Reza Zahmatkesh, M. A. (2014). Anatomy of sour gas sweetening simulation software. *Chemical and Process Engineering Research*.
- Saeid Mokhatab, J. Y. (2014). *Handbook of Liquefied Natural Gas*. Elsevier.

- Singh, D. C. (2003). Technoeconomic study of CO₂ capture from an existing coal-fired power plant: MEA Scrubbing O₂/CO₂.
- Songhurst, B. (2014). LNG Plant Cost Escalation. *The Oxford Institute For Energy Studies*.
- Tiempo de exito aminas*. (4 de 2 de 2015). Obtenido de <http://tiempodeexito.com/quimicaor/37.html>
- Udara Sampath P.R.Arachchigea, M. C. (2012). Aspen plus simulation of CO₂ removal from coal and gas. *Elsevier*.
- UPM, d. (2014). <http://www.diquima.upm.es/>. Obtenido de http://www.diquima.upm.es/old_diquima/investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Platos.htm

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE
LOS RECURSOS ENERGÉTICOS,
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS**

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y
COMBUSTIBLES

UNIDAD DE SEPARACIÓN DE GASES ÁCIDOS DE
LA PLANTA GORGON LNG EN BARROW ISLAND
(AUSTRALIA).

DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO

1 Costes del proyecto

1.1 Introducción

La planta Gorgon representa uno de los mayores proyectos ingenieriles de la actualidad. Con un presupuesto de 48 000 M€, la planta Gorgon tiene una capacidad para tratar 15,2 MTPA de gas natural. La construcción de este multi millonario proyecto requiere un plan coordinado, la participación de grandes patrocinadores y un gran apoyo financiero. La viabilidad de un proyecto de estas características se analiza de forma continua, algunas veces incluso una vez el proyecto ha sido completado.

Con el fin de desarrollar una planta de LNG, es necesario parametrizar los elementos clave de un proyecto de la Unidad de gases ácidos de una planta de LNG:

- Tener la ubicación correcta.
- Contar con los socios adecuados.
- Tener un plan financiero adecuado.
- Realizar un control de planificación de suministro correcto.
- Disponer del personal necesario para llevar a cabo el proyecto.

La parte más complicada de la planificación es definir qué es lo correcto con el fin de lograr el menor coste, en el menor tiempo posible. Aunque en ciertas ocasiones el análisis de ciclo de vida se utiliza como un criterio de diseño de la planta, rara vez es el que más repercute en una inversión de capital más baja. En el presente análisis se determinan los mayores contribuyentes al coste de una unidad de gases ácidos de una planta de GNL, pero para ello es necesario determinar previamente los costes específicos de la planta.

En la actualidad, el coste específico de una planta de GNL, se ha convertido en un baremo de moda para comparar distintos proyectos. La planta Gorgon establece un coste de la planta en millones por la capacidad en millones de toneladas por año de 1823M\$/tpa (Songhurst, 2014) , este valor se cita con relativa frecuencia en revistas técnicas y de carácter comercial, sin tener en cuenta la ubicación, el mercado y el alcance del proyecto. Otro factor que no se suele tener en cuenta es la comúnmente conocida “economía de escala”, un aumento relativo en el capacidad general de la planta, bajará el coste específico del producto siempre y cuando los

tamaños de los equipos puedan soportar dicho aumento. Además las variaciones del costo de capital están fuertemente influenciadas por:

- La ubicación de la planta.
- El precio de la mano de obra.
- La composición del gas de alimentación.
- La especificación del producto.

Las competencias entre las diferentes tecnologías de procesos de captura se relacionan a menudo con los factores significativos que afectan al costo del proceso. Sin embargo, el impacto del costo de la tecnología en la selección del proceso no es tan significativo comparado con el costo total del proyecto. La tecnología tiene un impacto en la operación, la disponibilidad y la eficiencia de la planta, por ello en igualdad de condiciones la competencia entre los contratistas es de carácter limitado. La mayor parte del costo del proyecto se encuentra por encima de la influencia de los ingenieros y empresas, es principalmente función de las condiciones del sitio, el desarrollo del proyecto y la ejecución del plan de desarrollo establecido. La reducción de los costos de capital ha de realizarse en conjunto con otros objetivos importantes como la seguridad, la fiabilidad, el funcionamiento y el mantenimiento.

En la evaluación comercial, todos los elementos de la cadena de GNL han de ser considerados, ya que cada elemento de la cadena contribuye al costo de la financiación. En la Tabla 13 se representa la distribución del costo en función de las distintas etapas del GNL. (Heinz Kotzot)

Tabla 13: Distribución del costo de las etapas del GNL

| <i>Distribución de una planta de LNG</i> | Porcentaje del costo total |
|---|-----------------------------------|
| <i>Tratamiento del gas</i> | 7 |
| <i>Fraccionamiento</i> | 3 |
| <i>Licuefacción</i> | 28 |
| <i>Refrigeración</i> | 14 |
| <i>Consumo</i> | 20 |
| <i>Exploración, offshore</i> | 27 |

Preparación de la planta

1

TOTAL

100

La unidad de gases ácidos representa aproximadamente un 2% del conjunto global del proyecto Gorgon. Por tanto el coste aproximado de 1000 M\$.

1.2 Metodología

La metodología de esta evaluación económica del proyecto se ha basado en un enfoque por etapas que se resume en lo siguiente:

1. La simulación del proceso de captura de gases ácidos: el proceso diseñado basado en MDEA mas Piperacina obtuvo unos excelentes resultados en el simulador *Aspen Hysys*.
2. Optimización y modelado de los principales equipos del proceso: se diseñó en detalle los intercambiadores de calor, la columna de absorción y de regeneración con los resultados extraídos de *Aspen Hysys*.
3. Evaluación económica, determinación del coste capital de los equipos, gastos de operación y evaluación en su conjunto, tomando como referencia el rendimiento de diferentes parámetros técnicos y económicos.

Para realizar una correcta evaluación del proceso de captura, la información acerca de los equipos y los costes operativos, se han utilizado distintos recursos incluyendo contratos empresariales, bases del software *Hysys* y recursos públicos (Matches Engineering Company, 2005) y (Anand B. Rao). El análisis de flujo de caja en la vida útil del proyecto se ha utilizado para evaluar el coste anual del proceso y su rentabilidad económica.

1.3 Presupuesto

En primer lugar, es necesario realizar una serie de supuestos económicos que son necesarios en la evaluación de flujo de caja y en el análisis económico del proyecto. Estos datos se representan en la Tabla 14:

Tabla 14: Suposiciones económicas

Suposiciones económicas

| | |
|--|------|
| <i>Vida útil de la instalación (años)</i> | 20 |
| <i>Valor Equipos al final vida útil</i> | 0 |
| <i>Periodo de construcción(años)</i> | 2 |
| <i>Tiempo operativo anual de la planta (h)</i> | 8200 |
| <i>Coste de capital</i> | 5 |
| <i>Precio MDEA (€/kg)</i> | 2,6 |
| <i>Precio PZ (€/kg)</i> | 7,4 |
| <i>Precio de gas natural (€/MMBtu)</i> | 4,5 |
| <i>Ratio de impuestos</i> | 20 |

El coste de capital y operativo de la planta de captura de gases ácidos, se determina acorde a la metodología descrita en el apartado 1.1. El coste capital del proyecto se puede disgregar en dos partes. El coste específico energético de la planta, se define de acuerdo a las empresas que abastecen a la planta y a las compañías que la operan. Y una segunda parte que es el coste de los equipos en la captura del proceso.

Tabla 15: Presupuesto de los equipos

| <i>Tipo de equipo</i> | <i>Coste (€)</i> |
|---|-------------------------|
| <i>Enfriador</i> | 787303,84 |
| <i>Intercambiador de calor</i> | 2222360,14 |
| <i>Tanque flash</i> | 346661,94 |
| <i>Columna de absorción</i> | 1364216,69 |
| <i>Bomba de reciclo</i> | 892898,31 |
| <i>Condensador del regenerador</i> | 54437,45 |
| <i>Tanque del condensador del regenerador</i> | 197446,58 |
| <i>Rehervidor del regenerador</i> | 1152052,49 |
| <i>Bomba de reflujo</i> | 25445,51 |
| <i>Columna de regeneración</i> | 2098412,98 |
| <i>Tanque de separación (abs)</i> | 282028,55 |
| <i>TOTAL</i> | 9423264,47 |

El equipo con un mayor coste es la columna de regeneración con un 30% del total de la instalación. En total, el circuito que recorre la solución de amina representa un 70% del porcentaje total de los equipos. El coste de la columna de regeneración aporta también un alto porcentaje de la instalación con un 14%. Cabe destacar que una mejora en abaratamiento de los materiales del regenerador influiría significativamente en el coste global de los equipos. En este estudio no se han valorado equipos auxiliares, debido a que el consumo de combustible es constante y no es necesario ningún rehervidor adicional. El resto del coste directo e indirecto de los equipos se estima como un factor del coste global de los equipos utilizando el estudio de (Max S. Peters, 1991) y utilizando una aproximación de los factores del modelo IECM de (Anand B. Rao) . La Tabla 16 representa el coste del capital correspondiente a la planta.

Tabla 16: Análisis CAPEX

| CAPEX | Coste (€) | |
|-------------------------------------|--|------------|
| <i>COSTES DIRECTOS</i> | | |
| <i>ISBL</i> | | |
| | Equipos | 9423264,47 |
| | Instalación de equipos | 2355816,12 |
| | Instrumentación y control | 753861,16 |
| | Tubería | 848093,80 |
| | Aparamenta | 1036559,09 |
| <i>OSBL</i> | | |
| | Construcción y servicios a la construcción | 791554,22 |
| | Instalación de servicios | 772707,69 |
| | Terreno | 471163,22 |
| <i>COSTE TOTAL DIRECTO</i> | 16453019,80 | |
| <i>COSTES INDIRECTOS</i> | | |
| | Ingeniería | 1563036,88 |
| | Gastos en la construcción | 1530130,84 |
| | Tasas contractuales | 57585,56 |
| | Contingencia | 2303422,77 |
| <i>COSTE TOTAL INDIRECTO</i> | 5454176,05 | |

| | |
|---|-----------------|
| <i>INVERSION FIJA DE CAPITAL</i> | 21907195,8 |
| <i>INVERSIÓN OPERATIVA</i> | 5476798,96 |
| <i>COMISSIONING</i> | 2190719,58 |
| <i>COSTE TOTAL DE INVERSIÓN CAPEX</i> | 29574714,40 |

El coste de inversión capital para un tren de la planta de aminas es de 29,5M€. Este resultado se corresponde a una inversión total, del conjunto de los tres trenes de la planta de aminas de unos 90M€, que al comparar con otras plantas de similares características (Singh, 2003) se observa una gran aproximación con el coste real de estas instalaciones(149M€).

El coste operativo de la instalación se evalúa a través del análisis OPEX, que incluye dos subapartados. El coste de producción, que consiste principalmente en el coste de operación y mantenimiento, enfriamiento de los equipos, tasas, seguros... y en un segundo apartado los gastos generales de la planta, tales como: investigación y desarrollo, administración y marketing.

La Tabla 17 resume los costes operativos de un tren de la planta. Se calcula que el coste operativo de la planta es de 4,5M€ por cada tren de tratamiento, esto significa que la planta tiene un coste de operación anual de unos 15M€. En la Tabla 17 se puede apreciar que 30% del coste operativo de la planta recae sobre la reinyección de aminas dato que concuerda con los resultados de análisis previos (Singh, 2003).

Tabla 17: Análisis OPEX

| <i>OPEX</i> | Coste (€) | |
|---|---------------------|------------|
| <i>CARGOS FIJOS</i> | | |
| | Tasas locales | 295747,14 |
| | Seguros | 1182988,57 |
| <i>COSTES DIRECTOS A LA PRODUCCIÓN</i> | | |
| | Materia prima | 0 |
| | Agua | 34256,55 |
| | Inyección de aminas | 110555,18 |
| | Mantenimiento | 1061782 |

GASTOS GENERALES

| | |
|--------------------------|-------------------|
| Labor operativa | 350640 |
| Supervisión y apoyo | 306810 |
| Recursos operativos | 159267,3 |
| Gastos de laboratorio | 70128 |
| <i>GASTOS GENERALES</i> | |
| Gastos administrativos | 101685,6 |
| Distribución y Marketing | 52596 |
| I&D | 849425,6 |
| <i>TOTAL OPEX</i> | <i>4575881,95</i> |

1.4 Análisis de flujo de caja

El flujo de caja consiste en un análisis de la acumulación neta de activos líquidos en un periodo determinado de tiempo y constituye un indicador importante de la liquidez del proyecto. La información que ofrece un flujo de caja ayuda a la capacidad del proyecto de generar un beneficio, a evaluar la capacidad del cumplir sus objetivos y a facilitar la gestión presupuestaria interna del control y de los parámetros operacionales del proyecto.

En el presente flujo de caja se calcula el Valor Actual Neto (VAN), comúnmente conocido como “Net Present Value (NPV)” y la Tasa Interna de Retorno (TIR). Se establece una amortización de la planta de 20 años a un interés del 5%, para una tasa de descuento del 10% contando con una inflación del 4% y una revalorización del gas del 5%.

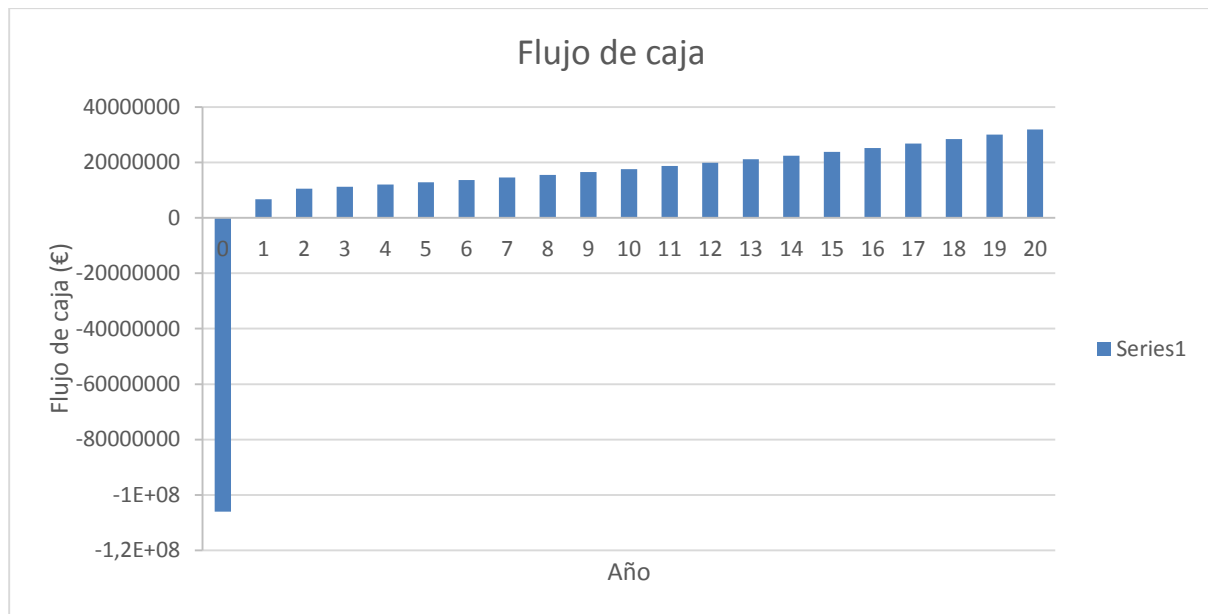


Figura 39: Flujo de caja del proyecto

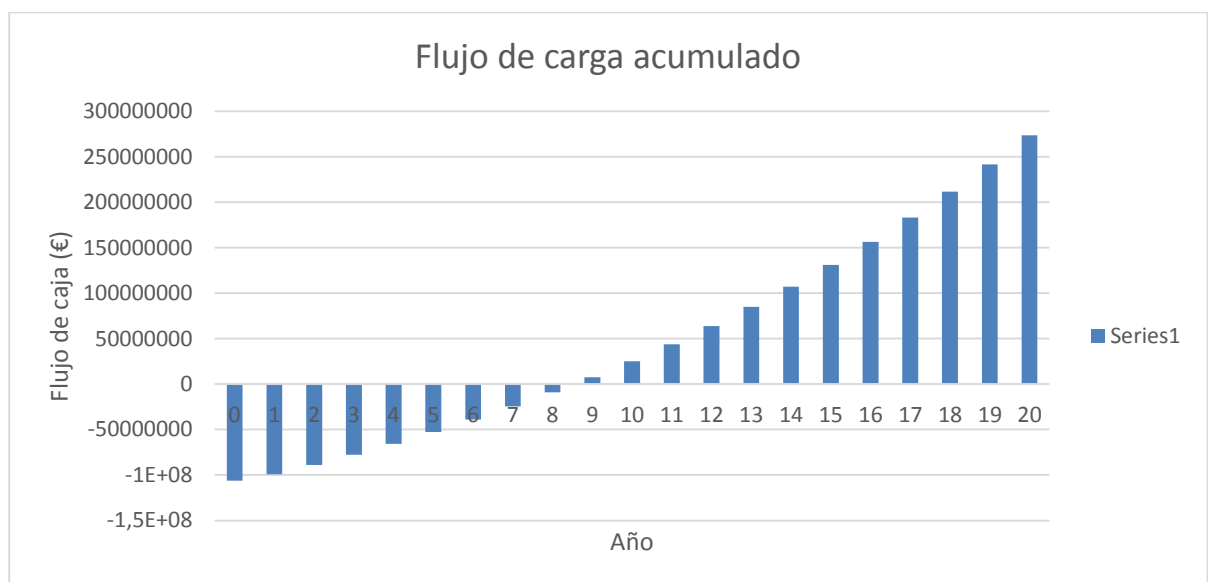


Figura 40: Flujo de caja acumulado del proyecto

El resultado del flujo de caja se resume en la Figura 39 y la Figura 40. En este proyecto el periodo de retorno de la inversión es de 9 años, siendo la suma de los 9 primeros 108M€.

El VAN del proyecto asciende a 23 406 800,71€ con un TIR del 13 %.

1.5 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad es una técnica que se utiliza para la valorización de inversiones, permite el estudio de la variación y repercusión de los distintos elementos que componen la inversión en un proyecto. El análisis de sensibilidad se puede estudiar como una primera aproximación al estudio de las inversiones con riesgo ya que determina aquellos elementos críticos en la inversión de un proyecto.

En este caso se ha realizado el análisis de la revalorización del gas y los costes de operación en función del VAN y de la TIR.

A continuación se muestran los datos de la revalorización del gas en la Tabla 18.

Tabla 18: Estudio de la revalorización del gas

| <i>Revalorización del gas</i> | | TIR |
|-------------------------------|------------|------------|
| <i>Aumento del precio(1p)</i> | Porcentaje | |
| 0 | -10% | 1% |
| 0,025 | -5% | 8% |
| 0,05 | 0% | 13% |
| 0,075 | 5% | 16% |
| 0,1 | 10% | 20% |

La condición mínima que ha de cumplir un proyecto para que sea aceptable es que la TIR sea mayor que la rentabilidad mínima exigida o tasa de descuento que este caso es del 9%. Hay que tener en cuenta que el análisis del flujo de caja se ha realizado con un precio medio de gas de 4,5€/MMBtu, y las perspectivas actuales determinan que crecerá a un ritmo alto por lo cual se ha estimado un crecimiento anual en el precio del gas del 5%. En la Tabla 18 se puede apreciar que el proyecto dejaría de ser rentable si el aumento de los precios del gas fuese al 2,5% en vez del 5% .

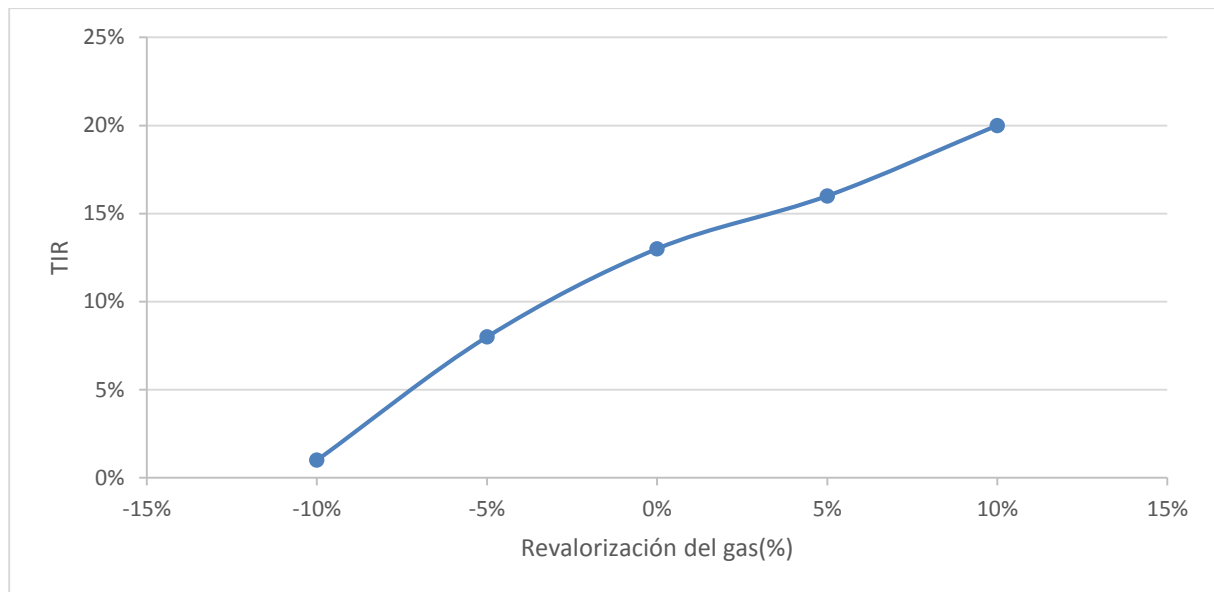


Figura 41: Estudio de la revalorización del gas TIR

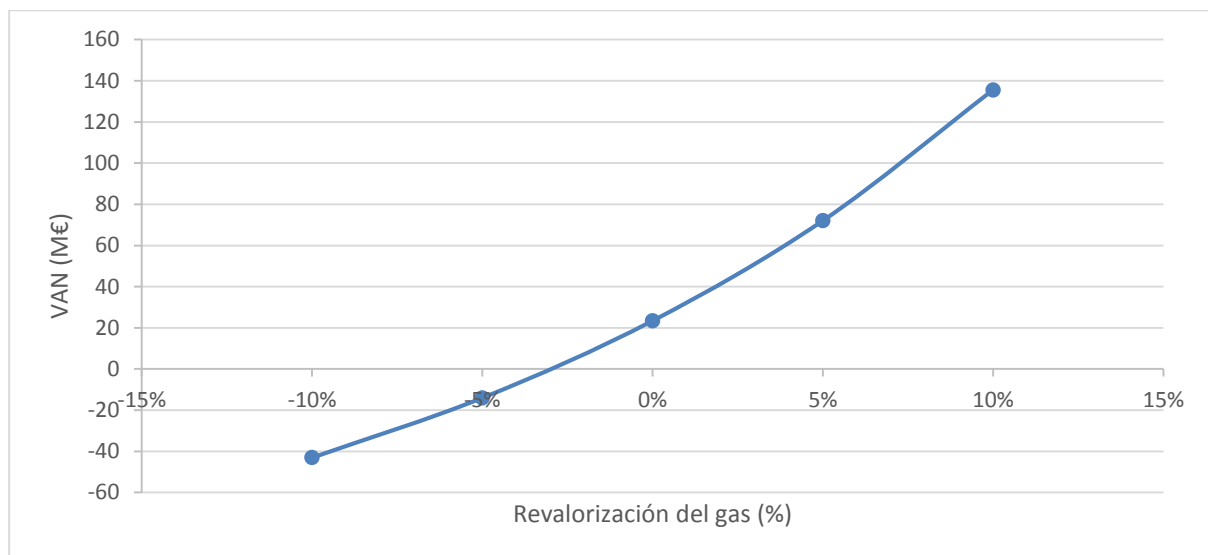


Figura 42: Estudio de la revalorización del gas VAN

El análisis del estudio de la variación de los costes de operación se lleva a cabo realizando una modelización de un intervalo de reducción del coste de operación desde un 60% hasta un aumento del 60%. En la Figura 43 se observa como aumenta la TIR según disminuye el coste de operación de la planta. A la vez se aprecia como la planta seguiría siendo rentable en el caso de que se aumentasen los costes de operación hasta un 20%, ya que la correspondiente TIR se encuentra por encima de la rentabilidad mínima del 9%.

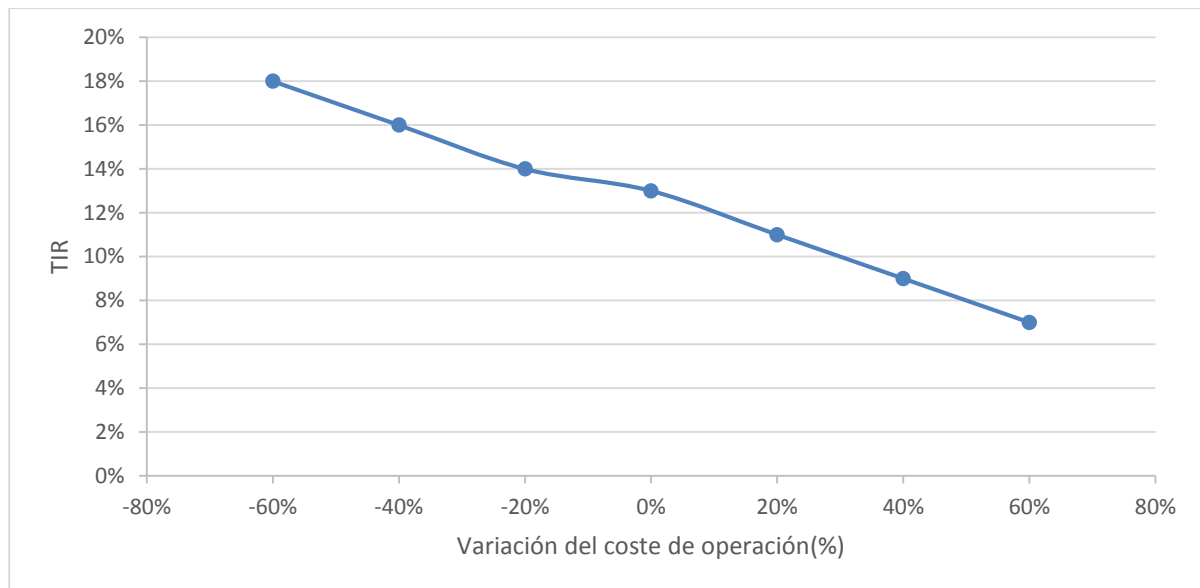


Figura 43: Estudio de la variación del coste de operación con el TIR

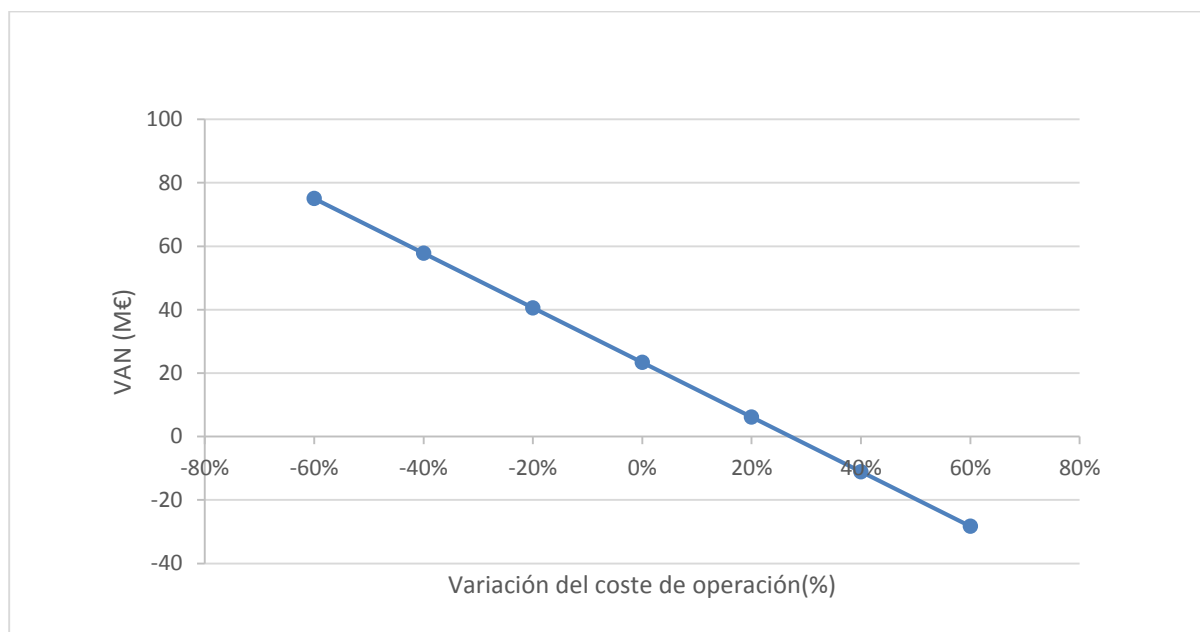


Figura 44: Estudio de la variación de los costes de operación con el VAN

1.6 Conclusiones

El análisis de flujo de carga ha dado como resultado una tasa interior de retorno superior 13% a la tasa de descuento 10% por lo que la inversión en el proyecto generaría beneficios a los inversores.

El valor actual neto es positivo por lo que la implantación de la unidad de tratamiento de gases ácidos aporta beneficios a la planta de GNL de Gorgon. Concretamente generaría 23 406 800,71€ a la planta en un plazo de 20 años. Cabe destacar que el objetivo de la planta no reside en generar beneficios sino en la obtención de las condiciones técnicas del gas de la forma más eficiente posible, por lo que la obtención de beneficio de esta instalación reporta un valor añadido a la instalación de la planta Gorgon en Australia.

